

ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR DE  
INGENIEROS DE MINAS Y ENERGÍA  
Titulación: GRADO EN INGENIERÍA DE  
RECURSOS  
ENERGÉTICOS COMBUSTIBLES Y  
EXPLOSIVOS

PROYECTO FIN DE GRADO

DEPARTAMENTO DE ENERGÍA Y  
COMBUSTIBLES

Unidad de deshidratación y unidad DOMGAS.  
Planta de licuación Gorgon LNG

Titulación: **GRADO EN INGENIERÍA DE RECURSOS ENERGÉTICOS  
COMBUSTIBLES Y EXPLOSIVOS**

Plan: 2014

Autorizo la presentación del proyecto

Unidad de deshidratación y unidad DOMGAS. Planta de licuación Gorgon LNG

Realizado por

Adriana Rioja Cabanillas

Dirigido por

Enrique Querol

Firmado: Prof. Enrique Querol

Fecha: 10 de mayo de 2015

# ÍNDICE

ABSTRACT .....	VI
<b>DOCUMENTO Nº 1: MEMORIA .....</b>	<b>1</b>
<b>UNIDADES .....</b>	<b>0</b>
<b>1 OBJETIVO Y ALCANCE DEL PROYECTO .....</b>	<b>1</b>
<b>2 INTRODUCCIÓN .....</b>	<b>2</b>
2.1 PROYECTO REAL .....	2
2.1.1 <i>Situación del gas natural en australia</i> .....	2
2.1.2 <i>Localización del proyecyo</i> .....	8
2.1.3 <i>Descripción</i> .....	9
2.2 DATOS INICIALES .....	14
2.2.1 <i>Composición gas entrada</i> .....	14
2.2.2 <i>Especificaciones del gas doméstico</i> .....	14
2.3 EVALUACIÓN DE TECNOLOGÍA A USAR .....	18
2.3.1 <i>Aseguramiento del flujo</i> .....	18
2.3.2 <i>Métodos de deshidratación</i> .....	22
2.3.3 <i>Tipos de glicol</i> .....	43
2.3.4 <i>Regeneración</i> .....	47
<b>3 SIMULACIÓN .....</b>	<b>50</b>
3.1 PROGRAMA Y MÉTODO TERMODINÁMICO USADO .....	50
3.2 CONDICIONES INICIALES .....	51
3.3 ABSORBEDOR .....	52
3.3.1 <i>Caudal de Glicol</i> .....	53
3.3.2 <i>Número de Etapas</i> .....	55
3.3.3 <i>Internos</i> .....	57
3.3.4 <i>Resultados</i> .....	58
3.4 REGENERACIÓN .....	61
3.4.1 <i>Válvula V-102</i> .....	62
3.4.2 <i>Flash F-103</i> .....	63
3.4.3 <i>Make-up B4</i> .....	64
3.4.4 <i>Bomba P-105</i> .....	65
3.4.5 <i>Intercambiador de calor HE-106</i> .....	65
3.4.6 <i>Separador F-107</i> .....	66
3.5 COMPRESIÓN .....	67

<b>4</b>	<b>BIBLIOGRAFÍA .....</b>	<b>69</b>
	<b>DOCUMENTO Nº 2: ESTUDIO ECONÓMICO .....</b>	<b>71</b>
<b>1</b>	<b>ANÁLISIS ECONÓMICO .....</b>	<b>72</b>
1.1	COSTES.....	72
1.1.1	<i>Costes Capitales de la Planta .....</i>	<i>72</i>
1.1.2	<i>Costes de Operación de la Planta.....</i>	<i>73</i>
1.2	FLUJO DE CAJA .....	74
1.3	ANÁLISIS.....	74
1.3.1	VAN .....	74
1.3.2	TIR .....	75
1.3.3	PAYBACK.....	75
1.3.4	<i>Análisis de Sensibilidad.....</i>	<i>75</i>
	<b>ANEXO A: GASEODUCTO DBNGP.....</b>	<b>77</b>
	<b>ANEXO B: ELECCIÓN DEL SISTEMA TERMODINÁMICO .....</b>	<b>80</b>
	<b>ANEXO C: CARACTERÍSTICAS DE LA BOMBA P-105 .....</b>	<b>81</b>
	<b>ANEXO D : CARACTERÍSTICAS DEL INTERCAMBIADOR HE-106 .....</b>	<b>86</b>

## ÍNDICE DE ILUSTRACIONES

<i>Ilustración 1: Principales cuencas y líneas de transmisión de Australia. (AER, 2014).</i>	5
<i>Ilustración 2: Estructuras de los hidratos (Centre for Gas Hydrate Research, 2001).</i>	20
<i>Ilustración 3: Esquema de planta de deshidratación de sólidos (GPSA, Engineering data book, 1998).</i>	25
<i>Ilustración 4: Deshidratador de CaCl<sub>2</sub> típico (GPSA, Engineering data book, 1998).</i>	34
<i>Ilustración 5. Diagrama de procesos típicos de una planta de tratamiento de gas con una etapa de membrana (ECHT, 2002).</i>	37
<i>Ilustración 6: Esquema planta de deshidratación IFPEX-1. (GPSA, Engineering data book, 1998).</i>	40
<i>Ilustración 7: Simulación de las condiciones iniciales del gas.</i>	51
<i>Ilustración 8: Absorbedor</i>	53
<i>Ilustración 9: Curva del Análisis de sensibilidad con una concentración de glicol 99,4 % en masa.</i>	54
<i>Ilustración 10: Curva del Análisis de sensibilidad con una concentración de glicol de 99,5 % en masa.</i>	54
<i>Ilustración 11: Curva del Análisis de sensibilidad para 5 etapas.</i>	55
<i>Ilustración 12: Curva del Análisis de sensibilidad para 10 etapas.</i>	56
<i>Ilustración 13: Curva del Análisis de sensibilidad para 14 etapas.</i>	56
<i>Ilustración 14: Perfil composicional másico del absorbedor.</i>	57
<i>Ilustración 15: Imagen de un plato de campanas. (Separation Processes, s.f.).</i>	57
<i>Ilustración 16: Imagen de sección de un plato de campanas. (Separation Processes, s.f.).</i>	58
<i>Ilustración 17: Perfiles del absorbedor.</i>	59
<i>Ilustración 18: Resultados del dimensionamiento del absorbedor.</i>	59
<i>Ilustración 19: Perfil de las distintas etapas del absorbedor.</i>	60
<i>Ilustración 20: Perfiles del absorbedor.</i>	61
<i>Ilustración 21: Proceso para regenerar el glicol.</i>	62
<i>Ilustración 23: Válvula V-102.</i>	63
<i>Ilustración 24 : Flash F-103.</i>	63
<i>Ilustración 26: Make-up M-104.</i>	64
<i>Ilustración 27: Bomba P-105.</i>	65
<i>Ilustración 28: Intercambiador de calor B6.</i>	66
<i>Ilustración 29: Separador gas-glicol.</i>	67
<i>Ilustración 30: Curva de puntos de rocío para el gas a la salida de la planta de deshidratación.</i>	68
<i>Ilustración 31: Análisis de sensibilidad.</i>	76

## ÍNDICE DE TABLAS

<b>Tabla 1: Reservas y producción del gas en Australia. (BREE)</b> .....	3
<b>Tabla 2: Composición del gas del campo Jansz, en %v. (Chevron, s.f.)</b> .....	14
<b>Tabla 3: Especificaciones del gas doméstico en % volumen. (Chevron, s.f.)</b> .	15
<b>Tabla 4: Especificaciones del gas para gaseoducto DBNGP. (ERAWA, s.f.)</b> .	16
<b>Tabla 5: Puntos de entrada al sistema de transmisión de gas. (DBP, s.f.)</b> .....	17
<b>Tabla 6: Características físicas de la sección Dampier to Kwinana. (DBP, s.f.)</b> .....	18
<b>Tabla 7: Rangos de operación de las tecnologías de deshidratación del gas natural (GPSA, Engineering data book, 1998) (MADDOX) (ARNOLD, 1999)</b> .....	23
<b>Tabla 8: Comparación de sólidos desecantes para el proceso de deshidratación de gas natural (GPSA, Engineering data book, 1998)</b> .....	26
<b>Tabla 9: Temperatura máxima de operación en la regeneración de una planta de glicol (MADDOX), ...</b>	31
<b>Tabla 10. Características del proceso de deshidratación con líquidos desecantes (BOYUN, 2005) (KOHL A. , 1997)</b> .	33
<b>Tabla 11: Características de los deshidratadores de <math>\text{CaCl}_2</math> (KOHL, 2006)</b> .	35
<b>Tabla 12: Características del proceso de deshidratación con membranas (KOHL A. , 1997) (BOYUN, 2005)</b> .....	38
<b>Tabla 13: Características del proceso de deshidratación por refrigeración. (BOYUN, 2005) (KOHL A. , 1997)</b> .	41
<b>Tabla 14: Comparación cualitativa de los procesos de deshidratación</b> .....	42
<b>Tabla 15: Propiedades de los distintos glicoles utilizados para deshidratar gas natural (KOHL A. , 1997)</b> .....	44
<b>Tabla 16: Características fundamentales de glicoles utilizados en deshidratación (EBELING, 1998)</b> .	45
<b>Tabla 17: Efecto de la selección de glicol para una unidad estándar (EBELING, 1998)</b> .	46
<b>Tabla 18: Solubilidad del benceno y del tolueno en los diferentes tipos de glicol (EBELING, 1998)</b> .	46
<b>Tabla 19: Composición molar del gas a la entrada del absorbedor</b> .	52
<b>Tabla 20: Composición másica de la corriente RICHTEG</b> .	62
<b>Tabla 21: Composiciones másicas de las corrientes S2 y S3</b> .	64
<b>Tabla 22: Costes de Ingeniería</b> .	72
<b>Tabla 23: Costes Capitales del Proyecto</b> .....	72
<b>Tabla 24: Costes de Servicios</b> .....	73
<b>Tabla 25: Costes de Operación y Mantenimiento</b> .	73
<b>Tabla 26: Costes totales anuales de operación de la planta</b> .	73
<b>Tabla 27: Flujo de caja</b> .....	74

## Resumen

En este proyecto se realiza el diseño preliminar de la unidad de deshidratación de gas doméstico perteneciente al proyecto Gorgon, realizado por Chevron en Barrow Island, Australia.

Para ello se recogen las características del gas natural extraído y las especificaciones requeridas por el gasoducto al que suministra, se evalúan los distintos métodos de deshidratación que podrían usarse y se decide que el método que mejor se adapta a las condiciones de este proyecto es la deshidratación mediante absorción con glicol. Después de esto se selecciona el glicol, en este caso se cree que el más adecuado es el trietilenglicol.

Con el método escogido, se realiza una simulación con el objetivo de determinar el número de etapas requeridas en el absorbedor, el caudal de glicol necesario y su concentración, así como se estiman las presiones y temperaturas necesarias y las dimensiones resultantes. Además se recogen las presiones y temperaturas necesarias en el proceso de regeneración del glicol y se dimensionan algunos equipos de dicho proceso.

También, se estima la presión y la temperatura a la que el gas natural abandona la unidad de deshidratación y se estudia la compresión necesaria que se debe realizar en el gas para asegurar su flujo en el gasoducto, así como su llegada al gasoducto al que va suministrar sea con la presión requerida.

Por último, se realiza un estudio económico donde se ve que el proyecto resulta rentable.

## **Abstract**

In this Project, a preliminary design of a dehydration unit for domestic gas will be outlined. This unit that is the subject of the study belongs to a project named Gorgon. Such project is currently been developed by Chevron in Barrow Island, Australia.

In order to conduct a proper design of such unit, characteristics of the natural gas that is being extracted shall be detailed, as well as proper specifications of the pipeline to which the gas will supply. After this, different techniques for dehydrating the gas are evaluated; the technique that fits better this Project is absorption by glycol and following such assumption will be chosen as the best one. More accurately, the most suitable type of glycol for this particular unit is triethylene glycol, considering that it fits better the conditions of the project.

Once the method is chosen, a simulation shall be undertaken with the purpose of determining the number of stages required for the correct functioning of the unit, the glycol rate and its purity. Besides, it is needed to estimate its pressure and temperature and the dimensions that would then follow. In addition, pressures and temperatures are estimated at the regeneration glycol process, together with dimensions of some units.

Furthermore, it is necessary to estimate pressure and temperature at which natural gas is leaving the dehydration unit. In addition, both compression needed to secure the flux at the pipeline and the resulting pressure at the reception shall be studied.

Finally, an economic study is carried out in order to conclude whether or not this specific Project is feasible.



ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR DE  
INGENIEROS DE MINAS Y ENERGÍA  
Titulación: GRADO EN INGENIERÍA DE  
RECURSOS ENERGÉTICOS  
COMBUSTIBLES Y EXPLOSIVOS

DEPARTAMENTO DE  
ENERGÍA Y COMBUSTIBLES

Unidad de deshidratación y unidad DOMGAS.  
Planta de licuación Gorgon LNG

DOCUMENTO N° 1: MEMORIA

ADRIANA RIOJA CABANILLAS

JULIO DE 2015

## UNIDADES

Debido a que a lo largo del proyecto la información de referencia así como el programa usado para la simulación, utilizan algunas unidades distintas de las recogidas en el sistema internacional, se recoge su equivalencia.

En cuanto a la temperatura se recoge:

$$T(^{\circ}\text{F}) = 9/5 (T(\text{K}) - 273,15) + 32$$

En cuanto a la presión se recoge:

$$1 \text{ atm} = 101\,325 \text{ Pa} \quad 1 \text{ Psig} = 6894,752 \text{ Pa}$$

En cuanto a la masa:

$$1 \text{ lb} = 0,456 \text{ kg}$$

# **1 Objetivo y alcance del proyecto**

El objetivo del proyecto es realizar un diseño preliminar de la unidad de deshidratación de gas doméstico perteneciente al proyecto Gorgon, llevado a cabo por Chevron en Barrow Island, Australia.

Se requiere seleccionar el método de deshidratación adecuado tanto para las características del gas natural extraído como para poder cumplir las especificaciones requeridas por el gaseoducto al que va a suministrar.

En cuanto a la unidad de deshidratación se precisa determinar su número de etapas, caudal de glicol y concentración de este que es necesario para cumplir las especificaciones. Así como estimar las temperaturas y presiones requeridas y las dimensiones resultantes. También se busca tener conocimiento de las presiones y temperaturas necesarias en el proceso de regeneración, cantidad de glicol que se regenera y dimensionamiento de algunos de los elementos usados en dicho proceso.

Además, se quiere estimar la presión a la que el gas sale de la unidad de deshidratación así como la compresión necesaria a la salida de la planta para asegurar su transporte en el gaseoducto que lo lleva al continente, así como que la llegada al gaseoducto al que suministra se realice bajo una presión adecuada.

Por último, se precisa de la realización de un estudio económico donde se estime si el proyecto resulta económicamente viable.

## 2 Introducción

### 2.1 Proyecto Real

#### 2.1.1 SITUACIÓN DEL GAS NATURAL EN AUSTRALIA

Australia produjo un total de 1400 PJ (petajulios:  $10^{15}$ ) de gas en 2013-2014 para uso doméstico. Mientras que el gas se usa ampliamente en la industria, cabe destacar que en torno al 31 % del consumo de gas en Australia es para generación eléctrica. La demanda en los hogares es relativamente pequeña a excepción de Victoria, donde la demanda residencial es alrededor de un tercio del consumo total.

Australia también produce gas natural licuado (GNL) para el mercado exterior, llegando a exportar hasta el 43 % del gas producido en el país.

La cadena de gas doméstico comienza con la exploración y desarrollo, lo cual conlleva sondeos y perforaciones en los pozos. Después, el gas extraído es procesado para eliminar impurezas. Los dos tipos principales de gas producido en Australia son gas convencional y *coal seam gas* (CSG), CSG es una forma de gas que se extrae de las capas de carbón. El aumento de los precios del gas y la mejora de las técnicas de extracción ha generado un interés comercial para explotar otros tipos de gas como el *shale gas* y *tight gas*.

En el mercado de gas doméstico, gaseoductos de alta presión transportan el gas de los yacimientos a los núcleos de demanda. Después una red de gaseoductos de distribución transporta el gas hasta clientes industriales y desde estaciones hasta los consumidores en ciudades, pueblos y comunidades regionales. Las estaciones miden el gas de salida de los sistemas de transmisión por razones de precio y balances del gas y también para reducir la presión antes de que entre en la red de distribución. El mercado energético completa la cadena de distribución, compra el gas y lo empaqueta junto con los servicios de transporte para venderlo a los consumidores.

##### 2.1.1.1 Reservas de gas y producción

En febrero de 2014 las reservas de gas australianas probadas y probables (2P) fueron alrededor de 139 000 PJ, perteneciendo 96 000 PJ a gas convencional y 43 000 PJ a CSG. Como puede observarse en la **Tabla 1**. Australia produjo 2450 PJ de gas en 2013-2014 de los cuales el 57 %

fue para el mercado doméstico, el resto fue exportado como GNL. Este ratio crecerá con el desarrollo de los nuevos productos de GNL en Queensland y Australia occidental.

GAS BASIN	PETAJOULES	SHARE OF AUSTRALIAN PRODUCTION (%)	CHANGE FROM PREVIOUS YEAR (%)	PETAJOULES	SHARE OF AUSTRALIAN RESERVES (%)
<b>EASTERN AUSTRALIA</b>					
Cooper (South Australia – Queensland)	104	4.3	-2.9	1 802	1.3
Gippsland (Victoria)	279	11.4	-9.4	3 568	2.6
Otway (Victoria)	119	4.9	-1.6	750	0.5
Bass (Victoria)	17	0.7	47.8	250	0.2
Surat-Bowen (Queensland)					
conventional gas	5	0.2	9.8	131	0.1
coal seam gas	290	11.8	5.3	41 156	29.6
New South Wales basins					
conventional gas	0	0.0	0.0	17	0.0
coal seam gas	5	0.2	-14.4	2 266	1.6
<b>EASTERN AUSTRALIA TOTALS</b>	<b>820</b>	<b>33.5</b>		<b>49 940</b>	<b>36.0</b>
<b>WESTERN AUSTRALIA</b>					
Browse	0	0.0	0.0	17 384	12.5
Carnarvon	1 599	65.2	3.1	70 386	50.7
Perth	6	0.2	-22.4	54	0.0
<b>NORTHERN TERRITORY</b>					
Amadeus	<1	0.0	-4.6	178	0.1
Bonaparte (Blacktip)	26	1.1	0.2	870	0.6
<b>AUSTRALIAN TOTALS</b>	<b>2 451</b>			<b>138 812</b>	
DOMESTIC CONSUMPTION	1 395				
LIQUEFIED NATURAL GAS (EXPORTS)	1 055				
<b>TIMOR SEA</b>					
Joint Petroleum Development Area <sup>4</sup>	260			114	

**Tabla 1: Reservas y producción del gas en Australia. (BREE)**

### **2.1.1.2 Distribución geográfica y principales empresas**

Australia oriental contiene alrededor del 36 % de las reservas de gas de todo Australia, de las cuales el 87 % son reservas CSG localizadas principalmente en la cuenca Surat-Bowen en Queensland. En el área de New South Wales (NSW), hay poca producción comercial de CSG en las cuencas Sydney y Gunnedah.

La cuenca Surat-Bowen suministra el 36 % del mercado oriental. Por encima del 98 % de gas producido en esa cuenca es CSG. Los principales productores son BG Group, Origin Energy y ConocoPhillips y otros como Sinopec, Santos, Shell, PetroChina, Petronas, Total y AGL Energy. Las mismas empresas también tienen la propiedad de la mayoría de las reservas en la cuenca. La mayoría de estas entidades entraron en el mercado de Queensland para desarrollar grandes proyectos de GNL.

Las cuencas de Gippsland, Otway y Bass en la costa de Victoria suministran al mercado de Victoria y proveen gas a NSW, el sur de Australia y Tasmania. La cuenca Gippsland es la más significativa de las tres, suministrando el 34 % del mercado oriental. Una *joint venture* entre ExxonMobil y BHP Billiton cuenta con el 96 % de la producción de la cuenca.

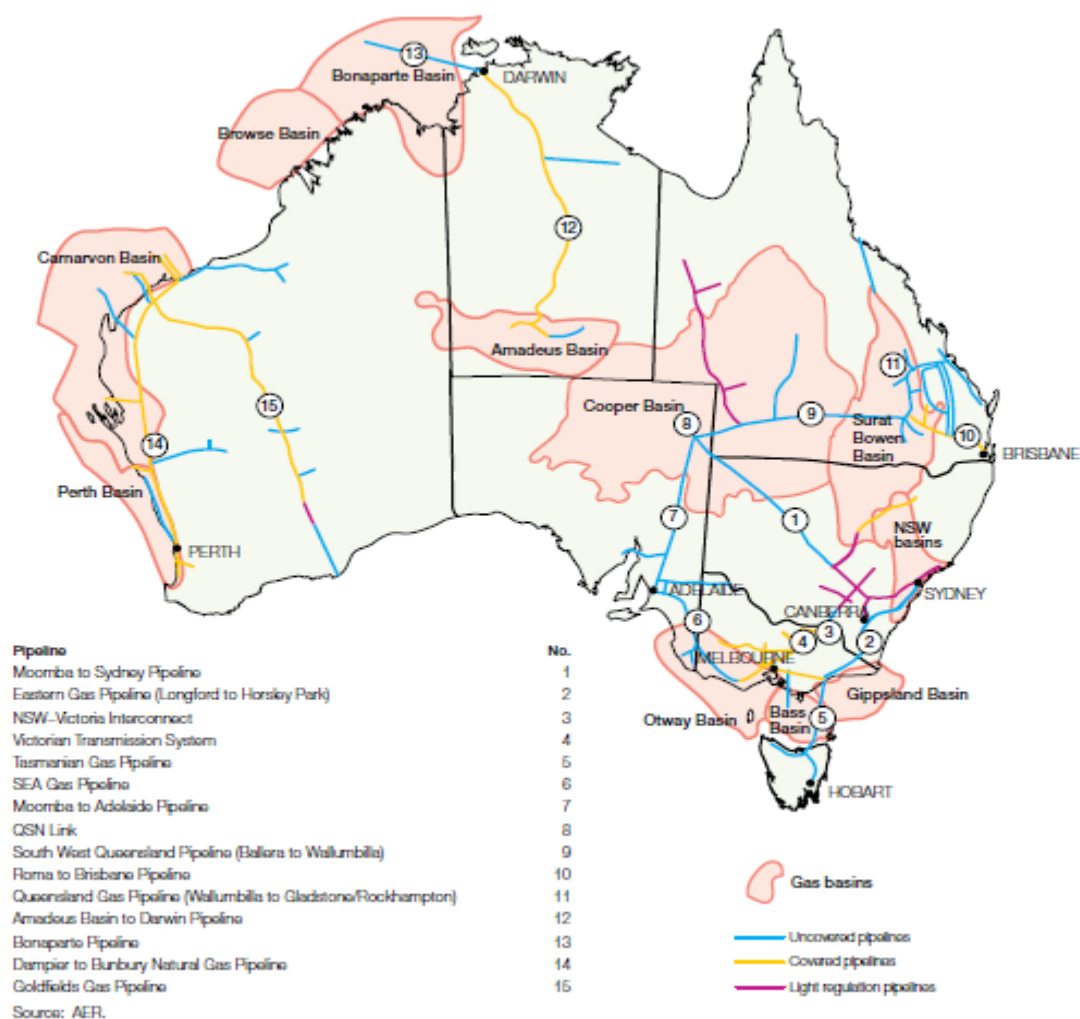
La producción en la cuenca Otway (15 % de la producción oriental) ha crecido significativamente desde 2004. Origin Energy, BHP Billiton y Santos son los mayores propietarios. Los principales productores en la pequeña cuenca Bass son Origin Energy y Australian Worldwide Exploration.

En el centro de Australia una *joint venture* liderada por Santos domina la producción en la cuenca Cooper, la cual suministra el 13% del total del mercado de gas oriental. Los otros participantes son Beach Petroleum y Origin Energy. Después de años de declive, las reservas de la cuenca Cooper en Australia central crecieron en estos tres últimos años, con nueva actividad centrada en el desarrollo del *shale gas*. Santos comenzó la producción de *shale gas* en 2012.

La cuenca *off shore* de Carnarvon en Australia occidental posee la mitad de las reservas de gas 2P Australianas. Es la cuenca productora más grande de Australia, suministrando al mercado doméstico así como a las exportaciones de GNL. Las empresas que participan en *joint ventures* como Chevron, Shell y ExxonMobil, tienen las mayores reservas que se explotan en el proyecto Gorgon. Apache Energy, Woodside y Santos son los mayores productores del mercado occidental de gas doméstico.

Las principales reservas en el territorio del norte están localizadas en la cuenca Bonaparte en el mar de Timor. Eni Australia posee sobre el 80 % de las reservas en la cuenca, las cuales producen GNL para exportar y gas para consumo en el territorio del norte (via el gasoducto Bonaparte).

A continuación en la **Ilustración 1** se muestran las principales cuencas y gasoductos de transmisión en Australia.



**Ilustración 1: Principales cuencas y líneas de transmisión de Australia. (AER, 2014).**

### 2.1.1.3 Exportaciones de GNL

El desarrollo de una instalación de exportación de GNL requiere una gran inversión de capital en la planta de procesamiento, el puerto y las instalaciones de embarque. La magnitud de la inversión requiere acceso a abundantes reservas de gas, las cuales pueden ser la fuente del interés del propietario en el yacimiento de gas, un acuerdo *joint venture* con un productor de gas, o un contrato de suministro a largo plazo.

La demanda de gas bajó durante 2013-2014, traducándose en menores precios. Los precios internacionales en septiembre de 2014 alcanzaron su mínimo desde Abril de 2011. A pesar de esta bajada, las exportaciones crecieron en 2013-2014 un 15 % hasta 16,5 G\$, poniéndose en el tercer puesto en cuanto a exportaciones en Australia se refiere, después de hierro y carbón.

El sector Australiano de exportaciones de GNL está a punto de transformarse, con tres grandes proyectos de GNL en Queensland casi completados. Las previsiones del incremento internacional del precio de la energía, junto con la rápida expansión de reservas de CSG en la cuenca Surat-Bowen, es el estímulo para el desarrollo de los proyectos. Los tres proyectos, son los primeros del mundo en convertir CSG a LNG, incluyen instalaciones de procesamiento en el puerto de Gladstone y gaseoductos de transmisión para transportar el gas de la cuenca Surat-Bowen:

- El proyecto Queensland Curtis LNG (QCLNG), de 20 G\$, es propiedad de BG Group. En él, se producirán inicialmente 8,5 Mt de LNG al año, con capacidad potencial de 12 Mt.
- El proyecto Australiano en el pacífico (Origin Energy, ConocoPhillips y Sinopec) de 24,7 G\$, se espera que empiece a exportar en 2015.
- El proyecto Gladstone (Santos, Petronas, Total y Kogas) de 18,5 G\$ producirá inicialmente 7,8 millones de toneladas al año, con capacidad potencial de 10 Mt.
- En 2014 en los proyectos en desarrollo de GNL continuaron construyendo y testando pozos, instalaciones de procesamiento, plantas de licuefacción y gaseoductos desde los yacimientos de CSG hasta la terminal de barcos de Gladstone. Los constructores también interconectaron sus gaseoductos para permitir al gas fluir entre proyectos.

Algunas instalaciones nuevas adoptaron capacidad operacional completa en 2014, incluyendo las instalaciones de producción Condabri Central y QCLNG Ruby Jo.

Grandes empresas están también expandiendo la capacidad en el norte y oeste de Australia:

- El proyecto Gorgon de Chevron (cuenca Carnarvon) está casi completado. Está programado enviar su primer barco de LNG a mediados de 2015 y se espera producir alrededor de 15,6 MTPA.  
Chevron también se comprometió en septiembre de 2011 en el proyecto Wheatstone de 29 G\$, con una capacidad de producción de 8,9 MTPA. El proyecto se espera que empiece a producir GNL en 2016.
- El proyecto flotante de GNL (cuenca Browse) de 10 G\$ a 13 G\$ esta bajo construcción y se espera que comience a producir en 2017. El proyecto producirá 3,6 MTPA.



- La construcción del proyecto de GNL Ichthys (cuenca Browse) comenzará en mayo de 2012. Se espera que el proyecto produzca 8,4 MTPA de GNL y 1,6 MTPA de gas licuado del petróleo anualmente, se espera que empiece a producir en 2016.
- Woodside anunció en 2013 que el desarrollo del proyecto Browse GNL involucrará un proyecto *off shore* usando tecnología de GNL flotante. Se espera una decisión final de inversión en este año.

#### **2.1.1.4 Mercado del gas doméstico**

En el mercado de gas doméstico, los productores venden el gas a grandes industrias, como minería y consumidores de generación eléctrica y a minoristas que venden el gas a empresas y consumidores residenciales.

Los precios del gas Australiano han sido generalmente bajos frente a estándares internacionales de típicamente 3 \$/GJ o 4 \$/GJ. El gas siempre se ha recibido en Australia como un sustituto para el carbón y la electricidad producida por carbón. Pero los bajos precios del carbón impidieron que esto pasara.

Mientras históricamente los precios de los gases estaban fijados en contratos a largo plazo, la industria ha evolucionado hacia contratos a corto plazo, la inclusión de la comprobación de provisiones y el uso de mercado *spot*:

- Un mercado a corto plazo lanzado en Sydney y Adelaid en 2010, al que Brisbane siguió el 2011. El mercado provee medios a los participantes para gestionar desequilibrios contractuales.
- Victoria estableció un mercado al por mayor en 1999 para ventas de gas, con el fin de gestionar desequilibrios y restricciones en los gaseoductos.
- Como parte de las reformas del mercado energético por parte del gobierno Australiano, se situó un centro de suministro de gas en Wallumbilla, Queensland en marzo de 2014. El centro, el cual une los mercados de gas a través del este de Australia, tiene el propósito de mitigar atascos facilitando el comercio de gas a corto plazo.

### **2.1.2 LOCALIZACIÓN DEL PROYECYO**

El proyecto está situado en la Isla de Barrow. La Isla Barrow se formó hace alrededor de 8000 años por el aumento del nivel del mar que la separó de Australia continental. Situada aproximadamente a 60 km de la costa noroeste de Australia Occidental, la Isla Barrow es la segunda isla más grande del estado. Fue declarada reserva pública para la flora y la fauna en el año 1908 y ha sido clasificada como Reserva Natural “Clase A” desde 1910. Tiene una superficie de aproximadamente 234 km<sup>2</sup>, alrededor de 25 km de largo y 10 km de ancho.

En cuanto a su biodiversidad debido a su aislamiento del continente Australiano y la protección garantizada en virtud de su estatus legal, la Isla Barrow es una de las reservas de conservación más importantes en Australia Occidental. Cerca de 2800 especies han sido registradas en la isla, incluyendo al menos 24 especies de animales y subespecies endémicas que no se encuentran en ninguna otra parte del mundo.

En cuanto a los recursos naturales, el petróleo fue descubierto en la Isla Barrow en 1964 y es actualmente el mayor yacimiento petrolífero en explotación de Australia. La introducción de una industria petrolera en la isla naturalmente planteó preocupaciones ambientales porque es un área muy importante de conservación. La extracción de petróleo por Chevron Australia sólo se permite bajo una licencia del Departamento de Protección al Medio Ambiente. Aunque la extracción petrolera trajo consigo muchos riesgos potenciales, incluyendo daños a los hábitats de la isla, perturbación por las luces, el ruido, las sustancias químicas y la presencia de personas y vehículos de motor, se pusieron en marcha normas ambientales de salud, seguridad estricta y procedimientos con el fin de salvaguardar el medio ambiente y minimizar el impacto en el ecosistema insular.

El campo de gas Gorgon fue descubierto en aguas profundas al oeste de la Isla Barrow en 1980. Después de años de planificación se concedió la aprobación para construir y operar una planta de gas natural licuado en la isla en el 2009. Al igual que con el desarrollo del campo petrolero, se aplicaron estrictas condiciones ambientales para el proyecto Gorgon Chevron que funciona para limitar el impacto sobre la vida silvestre de la isla. Por ejemplo, la ubicación de la planta ha sido especialmente seleccionada para evitar alteraciones en las zonas de conservación de especial importancia. Tres de los principales problemas ambientales en relación con el Proyecto Gorgon eran los posibles efectos sobre la anidación de tortugas marinas, las posibles implicaciones cuarentenarias asociadas con la introducción de especies no autóctonas de la isla

y el dragado de los canales marinos para crear el acceso de buques de gran tamaño. Para abordar estas preocupaciones, Chevron Australia estableció tres grupos de expertos independientes para asesorar sobre cada tema y ayudar a minimizar el impacto del proyecto en la isla. Desde que el proyecto Gorgon comenzó, el nivel de actividad humana y de vehículos en la Isla Barrow aumentó y se implementaron una serie de medidas para proteger la fauna local. Estas incluyen la introducción de límites de velocidad, utilizar autobuses para limitar el número de vehículos en las carreteras, la instalación de señales de advertencia y realizar actividades de capacitación para concienciar a los conductores sobre el cuidado de la fauna. Antes de limpiar cualquier sitio de la isla, se realiza la captura y reubicación de la fauna, además, se establecen vallas de exclusión alrededor de las áreas de riesgo.

Sin duda uno de los mayores éxitos de conservación en la Isla Barrow es el Sistema de Gestión de Cuarentena de Chevron Australia (SGC) para prevenir la introducción de especies invasoras dañinas y enfermedades a la isla. Al impedir visitas no autorizadas y controlar cuidadosamente el movimiento de bienes, materiales, equipo y personal, Chevron Australia ha sido capaz de proporcionar una protección efectiva de la biodiversidad de la isla.

El sistema de gestión de cuarentena Gorgon ha sido reconocido por las Autoridades de Protección del Medio Ambiente de Australia Occidental con probabilidades de ser las mejores prácticas del mundo. Son pioneros de un nuevo enfoque de cuarentena en función del riesgo, con un conjunto interrelacionado de más de 300 procedimientos, especificaciones, listas de comprobación y directrices y es la mayor iniciativa de cuarentena no gubernamental del mundo.

El SGC ha recibido varios reconocimientos, incluyendo el Premio al Mejor Programa de Prácticas de Negocios por las Naciones Unidas en junio de 2012.

### **2.1.3 DESCRIPCIÓN**

El proyecto Gorgon es uno de los proyectos de gas natural más grandes del mundo y el desarrollo de recursos individual más grande en la historia de Australia.

El proyecto Gorgon está desarrollando los campos de gas Gorgon y Jansz-Lo situados en el área de Greater Gorgon, a una distancia de 130 km y 220 km de la costa noroeste de Australia Occidental.

Dicho proyecto incluye la construcción de una planta de 15,6 MTPA de gas natural licuado (GNL) en la isla de Barrow y una planta de gas doméstico con la capacidad de suministrar 300 TJ de gas al día a Australia Occidental.

Gorgon GNL se cargará a través de un muelle 2,1 km para el transporte a los mercados internacionales. El gas doméstico se transportará a la parte continental de Australia Occidental.

El proyecto también incluye el diseño, construcción y operación de instalaciones para inyectar y almacenar el CO<sub>2</sub> en una formación situada en el subsuelo de la isla de Barrow, conocida como la Formación Dupuy, que se encuentra a más de 2000 m. de profundidad. Esto reducirá las emisiones de gases de efecto invernadero del proyecto en aproximadamente un 40 %.

El proyecto Gorgon es una joint venture entre las filiales australianas de Chevron (47,3 %), ExxonMobil (25 %), Shell (25 %), Osaka Gas (1,25 %), Tokyo Gas (1 %) y Chubu Electric Power (0,417 %).

### ***2.1.3.1 Gorgon Upstream***

Gorgon Upstream incluye el diseño y construcción de pozos e instalaciones para extraer gas de los yacimientos Gorgon y Jansz-Lo, el transporte a las instalaciones de procesamiento en la isla de Barrow y el transporte por gaseoducto del gas doméstico a Australia. Además incluye pozos e instalaciones para la inyección del CO<sub>2</sub>. Dichas instalaciones se describen a continuación.

#### **a) Perforaciones**

Se utilizaron dieciocho perforadores de alta velocidad, ocho en el campo de Gorgon y diez en el campo Jansz-lo que proporcionan el recurso inicial para el proyecto Gorgon. La campaña de perforación se inició en abril de 2012 con la perforación del primer pozo en Jansz-Lo por el barco perforador Deepwater Frontier.

Los pozos fueron perforados originalmente por el buque perforador Atwood Osprey en 2012 y las operaciones finales en el pozo fueron completadas por el equipo de perforación Ocean America a finales de 2014. Las actividades de perforación también incluyen 17 pozos para el proyecto de inyección de dióxido de carbono en la isla de Barrow.

### **b) Sistema submarino de extracción del gas**

El sistema submarino de extracción de gas del proyecto Gorgon es el más grande jamás instalado en Australia. Operado desde la Sala de Control Central en Barrow Island a través de enlaces submarinos, el sistema de producción se encuentra en el fondo del océano en los campos de gas Gorgon y Jansz-IO.

El yacimiento Jansz-IO se encuentra unos 130 km al noroeste de la isla de Barrow a 1350 m de profundidad. El desarrollo inicial consta de diez pozos y dos colectores. El yacimiento de Gorgon está ubicado aproximadamente a 65 km al oeste de la isla de Barrow a 200 m de profundidad. Su desarrollo inicial consta de ocho pozos y tres colectores. El gas producido en los pozos se unen en varios colectores instalados en cada campo, y luego es transportado por tuberías a Barrow Island.

Las 20 estructuras principales, algunas con un peso de más de 1000 t y con una planta del tamaño de un edificio de oficinas, se han instalado dentro de un círculo objetivo de cinco metros, algunos en profundidades de hasta 1350 m usando sistema de bajada para aguas profundas desarrollado específicamente.

Una vez que se realizaron las mediciones de las estructuras y las tuberías submarinas, la fabricación de las bobinas se realizó en tierra. Las mediciones submarinas fueron críticas, con un rango de precisión de 50 mm, que fue una tarea difícil dado que algunos de los carretes tenían más de 100 m de largo. Debido al tamaño y la compleja configuración de estos carretes, los bastidores de cercha fueron especialmente contruidos para asegurar la integridad del carrete durante la elevación en tierra así como en el despliegue. Todas las conexiones submarinas se completan con vehículos operados a distancia, eliminando todas las operaciones del buceador.

### **c) Gaseoductos**

Los desarrollos de los campos Jansz-IO y Gorgon cuentan con dos gasoductos de producción (uno por campo), y dos umbilicales compuestos por: línea monoetilenglicol (MEG), fibra óptica y cables de enlace de control electro-hidráulico.

Se han instalado más de 800 km de tuberías, incluyendo cerca de 200 km de tuberías principales de producción. La instalación en el desnivel fue uno de los retos más importantes en el ámbito

instalaciones Upstream, con gaseoductos no soportados de unos 270 m que se extienden desde la parte superior de la plataforma continental hasta el lecho marino a una profundidad de unos 750 m.

Para el cruce, los tres gasoductos (MEG, de servicios y de la línea principal de producción) se colocaron en una zanja de ocho metros de ancho. Todos los gaseoductos off-shore se instalaron a principios de 2014 incluyendo los gaseoductos resistentes a la corrosión en el yacimiento.

Los gaseoductos y cables de enlace parten de la costa oeste de la isla de Barrow. Las zanjas para las tuberías y cables de enlace fueron perforados por debajo de la playa a través de una perforación direccional horizontal (HDD) para minimizar cualquier impacto ambiental. Las seis tuberías en tierra, tres para cada uno de los campos de gas, se han instalado a través de la isla, desde la costa oeste de Barrow a la costa este, donde se han unido a la planta de gas. Debido al impacto de la construcción limitado para la isla de Barrow, los 73 km de tuberías en tierra se instalaron en dos trincheras dentro de un corredor de 30 m. La solución de apertura de zanjas también permitió enterrar los gasoductos y restaurar la zona.

#### **d) Gaseoducto interno y estación de medida**

El gaseoducto interno está conectado desde el continente a través del muelle para las actividades del complejo industrial y su pre-puesta en marcha se ha completado.

El proyecto Gorgon incluye la construcción de una planta de gas DOMGAS con la capacidad de suministrar 300 TJ de gas por día a Australia Occidental. El gaseoducto de Gas Doméstico se conectó con éxito al gasoducto existente Dampier Bunbury en 2013, después de que se completaron más de 7400 soldaduras.

Partiendo del muelle en la isla de Barrow, se instalaron 59,4 km de tubería en alta mar y otros 31,8 km dentro de la zona intermareal y la sección terrestre a la estación de medida de Gas Doméstico, continuando a la instalación de entrada del gaseoducto DBNGP. La estación de Medida, que se encuentra aproximadamente a 150 km al sur de Karratha, terminó en noviembre de 2013.

### e) Inyección de CO<sub>2</sub>

El proyecto Gorgon está desarrollando dos campos de gas - Gorgon y Jansz-Lo. El gas en el campo Gorgon contiene en promedio 14 % de CO<sub>2</sub> de origen natural mientras que el campo Jansz-Lo contiene menos de uno por ciento. Durante el proceso de licuefacción, cuando el gas natural se enfría a -162 ° C, si el CO<sub>2</sub> se mantiene la corriente de gas natural se congelaría. Por esta razón el CO<sub>2</sub> se separa de la corriente de gas natural antes del procesamiento de gas y licuefacción.

Si bien la práctica estándar de la industria es separar el CO<sub>2</sub> y liberarlo a la atmósfera, el proyecto Gorgon inyectará el CO<sub>2</sub> en un depósito profundo en la Formación Dupuy debajo de Barrow Island. Las instalaciones de retirada y compresión de dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) estarán ubicadas en la planta de GNL. Una vez que el CO<sub>2</sub> se ha comprimido, se transporta por tuberías subterráneas a uno de los tres centros de perforación donde se inyectará en la Formación Dupuy, aproximadamente 2,5 km por debajo de la isla de Barrow.

El primer pozo de inyección de CO<sub>2</sub> comenzó a perforarse en Barrow Island, a finales de 2013. Ocho de los nueve pozos de inyección de CO<sub>2</sub> y dos pozos de vigilancia del depósito se han perforado en Barrow Island.

Los participantes de la *Gorgon Joint Venture* están invirtiendo alrededor de 2000 M\$ en el diseño y construcción del Proyecto CO<sub>2</sub>.

#### 2.1.3.2 *Gorgon Downstream*

Gorgon Downstream incluye:

- 3 Trenes de procesamiento de GNL de 5,3 MTPA cada uno.
- 2 Tanques de GNL de 180 000 m<sup>3</sup> de capacidad.
- 4 Tanques de condensado de 38 000 m<sup>3</sup>.
- Planta de tratamiento de gas doméstico.
- 5 Generadores de turbina de 125 MW.
- 3 Trenes de eliminación de gas ácido.
- 3 Trenes de compresión de CO<sub>2</sub>.
- 2 Unidades de estabilización de condensado.
- 2 Instalaciones de procesamiento de Monoetilenglicol (MEG).
- 2 Unidades de procesamiento del gas de entrada.

- 2,1 km de embarcadero con dos muelles de descarga de GNL.

## 2.2 Datos iniciales

### 2.2.1 COMPOSICIÓN GAS ENTRADA

El gas usado para gas doméstico será extraído del yacimiento Jansz, dicho yacimiento se encuentra situado a 200 km de la costa del noroeste de Australia a una profundidad en el agua de 1235 m. El pozo descubridor, Jansz-1 fue perforado en Abril de 2000 en el área WA-18-R. El pozo exploratorio, Jansz-1, fue perforado en abril de 2000 en el área de permiso WA-18-R. Los pozos de evaluación Jansz-2 y Jansz-3 fueron perforados en 2002 y 2003, respectivamente. El pozo Jansz-3 well fue testado y se confirmó la alta calidad del gas.

La composición de dicho gas se muestra en **Tabla 2**.

**Tabla 2: Composición del gas del campo Jansz, en %v. (Chevron, s.f.).**

COMPONENTES	JANSZ
CO <sub>2</sub>	0,28
N <sub>2</sub>	2,35
HIDROCARBUROS	
Metano	91,48
Etano	3,75
Propano	1,06
Butano	0,41
Pentano	0,63
TOTAL	97,4

### 2.2.2 ESPECIFICACIONES DEL GAS DOMÉSTICO

El gas debe cumplir unas especificaciones de producto o ventas, relacionadas con la calidad del gas que reciben los consumidores. En la

**Tabla 3** se recoge la composición requerida en las especificaciones del gas doméstico.



**Tabla 3: Especificaciones del gas doméstico en % volumen. (Chevron, s.f.) .**

COMPONENTES	ESPECIFICACIONES ACTUALES GAS DOMÉSTICO
CO <sub>2</sub>	< 3,6
N <sub>2</sub>	< 6,5 (gases inertes)
<b>HIDROCARBUROS</b>	
Metano	-
Etano	-
Propano	-
Butano	-
Pentano	-
TOTAL	93,5 +

El gas debe cumplir también unas especificaciones de transporte. Dichas especificaciones se establecen para asegurar el flujo en el gasoducto protegiendo las operaciones y manteniéndolo en una única fase tanto bajo condiciones normales de operación como en paradas.

Como se ha mencionado anteriormente el proyecto Gorgon suministrará gas al gasoducto que va desde Dampier hasta Bunbury. El gasoducto DBNGP es la infraestructura energética más importante de Australia occidental. Une los campos de gas situados en el noroeste con la población e industrias situadas en el suroeste. Suministrando más de la mitad de la energía primaria en Australia occidental. Dicho gasoducto ha estado en continua operación desde 1984. Comprende aproximadamente 1539 km de gasoducto principal, 1228 km de gasoducto de bucle y 300 km de gasoducto lateral todo ello se encuentra enterrado para garantizar la estabilidad en el transporte y la protección frente a daños, cuenta con diez estaciones de compresión con un total de 27 unidades de compresión y tiene una capacidad de 845 TJ/d.

Dicho gasoducto es propiedad de DBP y es operado según la regulación de ERAWA (Economic Regulation Authority Western Australia), regulador económico independiente. Los acuerdos de acceso aprobados por ERAWA contienen una serie de términos y condiciones en el supuesto de que un posible cliente no este de acuerdo con un servicio de DBP.

En la **Tabla 4** se describen las especificaciones recogidas en el Acuerdo Final de Acceso del 2 de Noviembre de 2005 por la Autoridad económica reguladora de Australia occidental.

**Tabla 4: Especificaciones del gas para gaseoducto DBNGP.** (ERAWA, s.f.).

Component	Inlet Points and Outlet Points
Maximum carbon dioxide (mol %)	4
Maximum inert gases (mol %)	7
Minimum higher heating value (MJ/m <sup>3</sup> )	37
Maximum higher heating value (MJ/m <sup>3</sup> )	42.3
Minimum Wobbe Index	46.5
Maximum Wobbe Index	51
Maximum total sulphur (mg/m <sup>3</sup> ) Unodorised Gas	10
Maximum total sulphur (mg/m <sup>3</sup> ) Odorised Gas	20
Maximum Hydrogen Sulphide (mg/m <sup>3</sup> )	2
Maximum Oxygen (mol %)	0.2
Maximum Water (mg/m <sup>3</sup> )	48
Hydrocarbon dewpoint over the pressure range 2.5 to 8.72 MPa absolute	Below 0°C
Maximum radioactive components (Bq/m <sup>3</sup> )	600
Minimum Extractable LPGs (t/TJ)	0

En cuanto a su distribución el sistema DBNGP consta de:

- Puntos de entrada

Por “puntos de entrada” se refiere a una junta u otro punto específico en el sistema de transporte de gas en el cual el expedidor proporciona gas a DBP bajo las condiciones de un contrato. En la **Tabla 5** se definen cada uno de los puntos de entrada del sistema DBNGP.

- Puntos de ramificación

Los “puntos de ramificación” no tienen significado contractual pero sirven para identificar las ramificaciones de la línea principal.

- Puntos de salida

Los “puntos de salida” se refieren a las juntas, hipotéticos puntos de salida, u otro punto específico en el contrato de transporte de gas como punto en el que DBP entrega gas al cliente bajo un contrato.

- Puntos de salida hipotéticos

Los “puntos de salida hipotéticos” se refieren al punto en el cual la custodia de gas se transfiere al *shipper* que lo reparte a una subred de distribución.

En el Anexo A: Gaseoducto DBNGP, se muestra un esquema de toda la línea DBNGP, donde pueden verse todas las características de dicha línea, incluyéndose los puntos anteriormente descritos, estaciones de compresión, válvulas, ramificaciones, etc.

En la **Tabla 5** a continuación podemos observar como el gaseoducto perteneciente al proyecto Gorgon que proviene de Barrow Island, se une al gaseoducto DBNGP a una distancia de Dampier de 137,750 km a través de una junta subterránea situada a 30 m de profundidad.

**Tabla 5: Puntos de entrada al sistema de transmisión de gas. (DBP, s.f.)**

LOCATION	POINT DESIGNATION	DISTANCE FROM DAMPIER (Pipeline kilometres)	DESCRIPTION
DOMGAS Dampier Plant	I1-01	0.000	Inlet point is at the upstream flange of the flange joint upstream of the monolithic insulation joint on the main gas pipeline within the Dampier facilities compound.
MLV7 Interconnect Inlet	I1-03	21.968	Inlet point is at the PEP side flange of isolation valve HV5020 located on the meter run 3/4 within MLV7 compound
Devil Creek	I1-04	58.66	Inlet point is located at the insulation joint downstream of the hot-tap valve within the offtake compound.
Harriet	I1-02	136.924	Inlet point is at the second insulation gasket upstream of valve ZV1 between the Harriet meter station and the mainline interconnecting pipe. This gasket is located inside the Harriet meter compound.
Gorgon	I2-01	137.750	Inlet point is at the below ground insulation joint at the boundary of the 30m DBNGP easement
Macedon	I2-02	223.138	Inlet point is at the below ground insulation joint at the boundary of the 30m DBNGP easement
Wheatstone	I3-03	272.662	Inlet point is located within the Wheatstone Pig Receiver Facilities on either: <ul style="list-style-type: none"> <li>the first insulation gasket on the interconnecting pipe between the Wheatstone Pig Receiver Facilities and the ZV2 Compound located on CS2 Emergency Station Bypass. This gasket is located inside the Wheatstone Pig Receiver Facilities.</li> <li>the first insulation gasket on the interconnecting pipe between the Wheatstone Pig Receiver Facilities and the Wheatstone Interconnect Compound located downstream of MLV30 on the DBNGP. This gasket is located inside the Wheatstone Pig Receiver Facilities.</li> </ul>
Mondarra Storage Facilities	I8-01	1,043.678	Inlet point is at the below ground insulation joint (PC3) at the western boundary of the 40m extended DBNGP easement.
Red Gully	I10-01	1,266.624	Inlet point is at the below ground insulation joint at the boundary of the 30m DBNGP easement

Como se ha dicho anteriormente el sistema DBNGP comprende líneas de transmisión de altas presiones, laterales y plantas de compresión asociadas y válvulas, uniendo los suministradores de gas en el norte de Australia occidental con los principales mercados de gas en el suroeste.

El sistema DBNGP no es una entidad continua, sino que comprende las siguientes partes principales:

- Sección de Dampier a Kwinana
- Intersección Kwinana
- Lateral Oeste Kwinana
- Lateral Rockingham
- Gaseoducto sur
- Secciones de bucle 4, 5A y 5B

La parte que interesa en este proyecto es la sección de Dampier a Kwinana ya que es donde se conecta el gaseoducto procedente de Barrow Island. Dicha sección opera a 8,48 MPa. Transfiere el gas a todos los puntos de salida entre la estación de compresión 9 (CS9) y la junta Kwinana. Cinco laterales variando su diámetro entre 350mm y 150 mm están conectados a esta sección. La línea principal rodea a la planta Kwinana Junction de LGP. Bajo el contrato con Westfarmers LGP, el gas abandona el sistema en un punto inmediatamente anterior a entrar a la planta de extracción y vuelve al sistema inmediatamente después. A continuación en la **Tabla 6**, se muestran las características físicas de dicha sección.

**Tabla 6: Características físicas de la sección Dampier to Kwinana.** (DBP, s.f.)

SECTION: DAMPIER TO KWINANA JUNCTION		
Length	1,311.2km	87.4km
Nominal size	660mm	660mm
Wall thickness	8.74mm	12.7mm
Steel type	API 5LX 65 DSAW	API 5LX 65 DSAW
MAOP	8,480kPa (gauge)	8,480kPa (gauge)

## 2.3 Evaluación de tecnología a usar

### 2.3.1 ASEGURAMIENTO DEL FLUJO

Uno de los aspectos más importantes a cubrir en la producción de gas natural es el aseguramiento del flujo, término que se refiere al diseño, estrategias y principios tomados para que exista un flujo ininterrumpido de producción de hidrocarburos entre el yacimiento y el

punto de venta. Los factores más importantes que amenazan el aseguramiento del flujo se describen a continuación.

### **2.3.1.1 Hidratos**

Los hidratos de gas natural representan una clase de compuestos conocidos como compuestos de inclusión. De forma general, los hidratos son sustancias químicas que se forman cuando componentes de bajo peso molecular se encuentran en equilibrio con agua a ciertas condiciones de presión y temperatura. Las moléculas de agua se enlazan a través de puentes de hidrógeno permitiendo la formación de estructuras cristalinas que contienen cavidades capaces de alojar moléculas de gas y estabilizan así la estructura mediante fuerzas de Van de Waals.

Existen gases capaces de formar hidratos, entre ellos los hidrocarburos ligeros, refrigerantes y gases ácidos. Para lograr la formación y estabilidad adecuada del hidrato, son necesarias ciertas condiciones, entre ellas:

- La combinación adecuada de presión y temperatura. La formación de hidratos se ve favorecida a bajas temperaturas, aproximadamente entre 275 K y 285 K, y a altas presiones, las cuales pueden ir desde 2500 kPa hasta 11000 kPa.
- La presencia de agua libre, bien sea en estado líquido o vapor y de hidrocarburos livianos u otros gases capaces de formar hidratos.
- Altas velocidades del gas, así como también la agitación, ya que permite un incremento del área interfacial entre gas y agua.

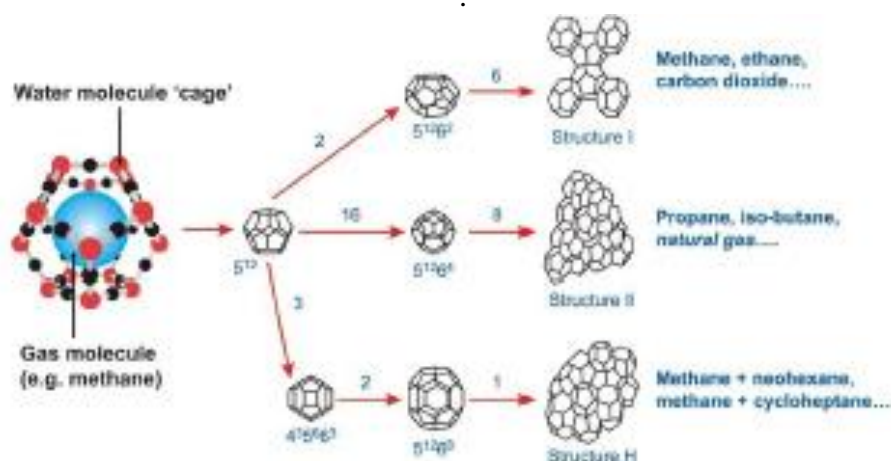
La unidad básica de un hidrato es un cristal hueco de moléculas de agua que contiene una sola molécula de gas flotando en su interior. Existen tres tipos de estructuras de hidratos de gas, entre ellas se distinguen las estructuras I, II y H, que difieren en el tipo y número de cavidades que contienen por unidad de celda. El tamaño del gas ocupante determina generalmente el tipo de estructura que se forma. En la industria del gas, las estructuras I y II son las de mayor importancia, ya que ambas hospedan pequeñas moléculas de gas natural. A pesar de haberse comprobado la existencia de la estructura H, su formación es muy poco común, de hecho, no se utiliza en los estudios de equilibrio y formación de hidratos de gas natural.

Cada una de las estructuras posee dos tipos de cavidades, una pequeña y una grande. Las moléculas de gas que ocupan las cavidades interactúan físicamente con las moléculas de agua que las rodean, lo que permite la estabilización de la estructura. La cavidad pequeña de los

hidratos de estructura I es la pentagonal dodecahedral, la cual se denota 5<sup>12</sup> y contiene 12 anillos de agua pentagonales que comparten vértices y no poseen caras en común. Por su parte, la cavidad grande es una tetracaidecahedral, la cual se denota 5<sup>12</sup>-6<sup>2</sup>; 12 anillos de agua pentagonales y 2 hexagonales; en la misma, los vértices se encuentran arreglados en columnas.

Los hidratos de estructura II también poseen dos tipos de cavidades distintas, una cavidad pequeña 5<sup>12</sup> (igual que la estructura I) y otra cavidad grande, que se denota 5<sup>12</sup>-6<sup>4</sup> y a su vez contiene 12 pentágonos y 4 hexágonos. Se conoce también la estructura H, la cual a pesar de ser menos común, es capaz de hospedar moléculas de mayor tamaño, ya que su estructura contiene una gran cápsula que se denota 5<sup>12</sup>-6<sup>8</sup> (12 pentágonos y 8 hexágonos).

En la **Ilustración 2** se muestran ilustraciones de los tres tipos de estructuras que pueden formar hidratos de gas natural.



**Ilustración 2: Estructuras de los hidratos** (Centre for Gas Hydrate Research, 2001).

## INHIBICIÓN DE HIDRATOS

Las estrategias para inhibir los hidratos generalmente consisten en modificar una o varias de las condiciones necesarias para su formación a fin de desestabilizar el hidrato, entre ellas se encuentran:

**a) Control de temperatura.** Uno de los métodos más empleados para prevenir la formación de los hidratos consiste en mantener la temperatura del fluido de producción por encima de

la temperatura de formación del hidrato; esto se logra con el calentamiento o recubrimiento de tuberías en los procesos de operación o transporte.

**b) Control de presión.** Para evitar el riesgo de la formación de los hidratos se debe mantener la presión de operación del sistema suficientemente baja; sin embargo, este método no resulta adecuado en condiciones normales de operación ya que las presiones que se requieren para el transporte de los fluidos de producción generalmente son bastante elevadas.

**c) Eliminación de agua.** Otro de los métodos empleados es la deshidratación o secado del gas, eliminando agua de las corrientes a partir de la reducción del punto de rocío del vapor de agua, en el flujo de gas, por debajo de la temperatura de operación.

**d) Adición de inhibidores químicos.** Otro método adoptado especialmente por las industrias de gas y petróleo para prevenir o controlar la formación de los hidratos consiste en la inyección de inhibidores químicos. El inhibidor, al ser agregado en grandes cantidades, altera las condiciones de formación de los hidratos hacia mayores presiones y menores temperaturas, por lo que se modifica el diagrama de fase del hidrato o su cinética de formación. Existen tres clases principales de inhibidores químicos:

- Inhibidores termodinámicos. Esta clase de inhibidores es capaz de alterar el potencial químico de la fase acuosa, de forma tal que la curva de equilibrio de disociación se desplace hacia temperaturas aún menores y presiones mayores. Por ejemplo el monoetilenglicol (MEG), así como también algunas sales inorgánicas que se forman de manera natural en agua de mar.
- Inhibidores cinéticos. Este tipo de inhibidores no altera la termodinámica de formación del hidrato, por el contrario, modifica la cinética de formación y se basa en la inyección de productos químicos a base de polímeros.
- Anti-aglomerantes. Esta clase de productos químicos no previene la formación de los hidratos de gas; sin embargo, buscan evitar la aglomeración de los cristales que podrían bloquear las tuberías.

### **2.3.1.2 Formación de depósitos**

La formación de depósitos es debida a la precipitación de sales provenientes del agua como por ejemplo NaCl o KCl. La razón por la cual se da la precipitación de estas sales es que la

solubilidad de estos componentes en agua cambia con diferentes presiones y temperaturas. El control y retirada de estas sales se realiza añadiendo agentes químicos al fluido producido.

#### **2.3.1.3 Formación de ceras**

La cera es la precipitación de cadenas parafínicas que solidifican a temperaturas en torno a las ambientales. La precipitación es debida al cambio en la solubilidad debido a la reducción de temperatura. El control de la formación de ceras se realiza manteniendo la temperatura del fluido por encima de la temperatura de aparición de ceras o añadiendo agentes químicos al fluido producido, para su retirada se usan *scraper pigs*.

#### **2.3.1.4 Corrosión**

La corrosión puede ser a veces también considerada como una amenaza para el aseguramiento del flujo. Es un asunto importante para la integridad y fricción del gaseoducto. El control de la corrosión depende principalmente de la composición del fluido producido (especialmente  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{S}$ ), la química del agua, las presiones y temperaturas de funcionamiento, y el cierto grado del régimen de flujo. La solución recomendada puede ser el uso de líneas de flujo de acero al carbono, combinado con la inyección continua de inhibidor de corrosión o el uso de aleaciones resistentes a la corrosión. Pueden usarse modelos empíricos para predecir la tasa de corrosión con y sin el inhibidor químico, a fin de desarrollar un diseño apropiado. La tubería, generalmente, incluye un sobreespesor en la especificación de la pared para compensar la tasa de corrosión y brindar un margen en caso de una falta temporal del sistema de inyección química.

### **2.3.2 MÉTODOS DE DESHIDRATACIÓN**

El gas natural y los condensados asociados se encuentran generalmente en el yacimiento en condiciones de saturación con el agua, además se encuentran compuestos como  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{S}$ , que como el agua, deben ser eliminados de la corriente de gas natural, mediante distintos procesos.

El proceso denominado deshidratación, es un proceso usado para eliminar agua del gas natural y así prevenir la formación de hidratos y la condensación de agua en el procesamiento y transporte de gas, evitando así la corrosión de equipos y tuberías.



Entre los principales procesos para la deshidratación de gas natural, se encuentran los siguientes:

- Adsorción mediante sólidos desecantes.
- Absorción mediante líquidos desecantes.
- Deshidratación con cloruro de calcio  $\text{CaCl}_2$ .
- Deshidratación mediante membranas permeables.
- Deshidratación por refrigeración.

Las tecnologías posibles para la deshidratación del gas existentes en el mercado se presentan en la **Tabla 7** con los rangos de operación de cada una de ellas.

**Tabla 7: Rangos de operación de las tecnologías de deshidratación del gas natural** (GPSA, Engineering data book, 1998) (MADDOX) (ARNOLD, 1999).

Características	Sólidos Desecantes	Líquidos desecantes	$\text{CaCl}_2$	Membranas	Refrigeración
Presión (psig)	100 a 2000	300 a 3000	125 a 3000	400 a 1400	1000
Temperatura (°F)	30 a 200	50 a 120	40 a 100	70 a 200	-60 a -31
Flujo de Gas a tratar (por tren de operación) en Mscfd	$5 \cdot 10^3$ a $300 \cdot 10^3$	100 a $530 \cdot 10^3$	50 a $20 \cdot 10^3$	5 a $300 \cdot 10^3$	50 a $350 \cdot 10^3$
Concentración de $\text{H}_2\text{O}$ en gas de entrada	Saturación	Saturación	Saturación	Saturación	Saturación
% de agua a la salida (lb agua/MMscf)	< 1	<1	2 a 7	-	<1

### ***2.3.1.1 Adsorción mediante sólidos desecantes***

La adsorción se define como la habilidad de una sustancia de atrapar gases o líquidos sobre su propia superficie.

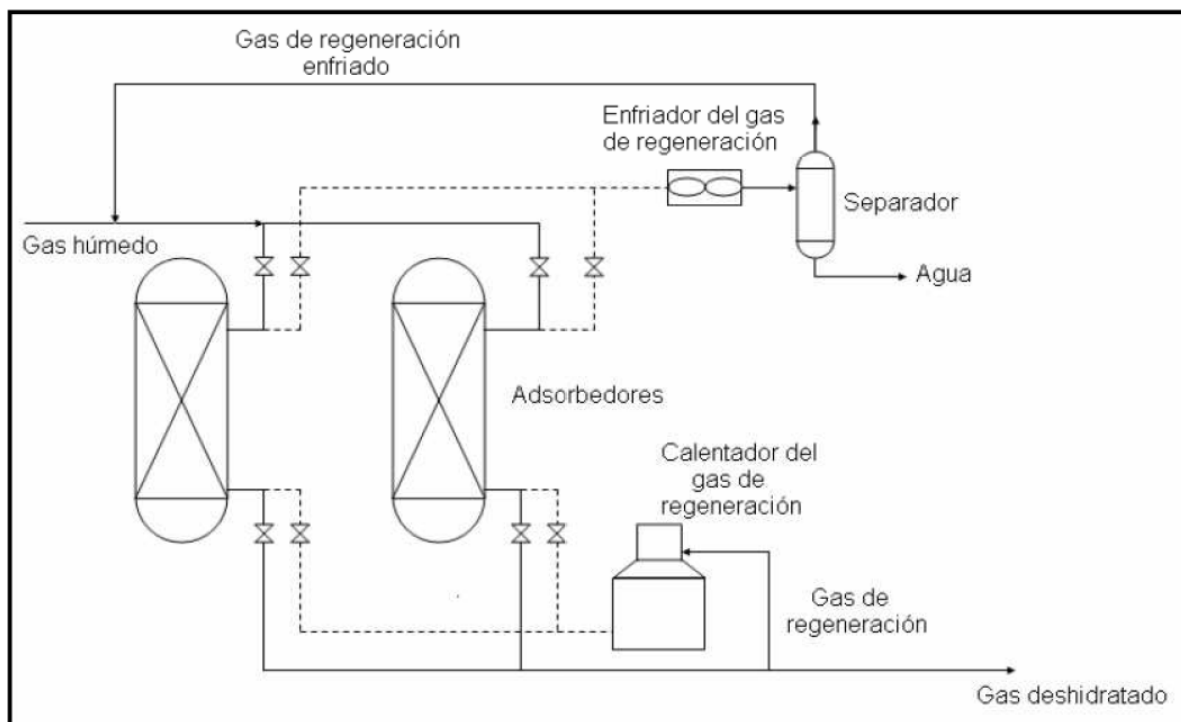
En este proceso el gas natural fluye a través de una cama de sólidos granulados que tienen una alta afinidad por el agua. El agua es entonces retenida sobre la superficie de las partículas del material sólido. Dicho proceso se lleva a cabo en la unidad denominada contactor o adsorbedor y el sólido utilizado es conocido como desecante.

Las configuraciones de este proceso varían, sin embargo la más usada es la formada por dos torres de adsorción con un equipo regenerador. Por lo general una torre adsorbe agua de la corriente de gas natural mientras que en la otra se lleva a cabo el proceso de regeneración y enfriamiento. En el proceso de regeneración en el que se retira el agua se usa generalmente gas natural o aire caliente que posteriormente debe ser enfriado. (GPSA, Engineering data book, 1998).

Entre los desecantes más comunes en el mercado se encuentran: geles, alúmina, y tamices moleculares.

El equipo y los diferentes esquemas de flujos de proceso para cada uno de los adsorbentes son los mismos con la excepción de los tamices moleculares, que generalmente requieren temperaturas de regeneración más elevadas.

En general los equipos y esquema de proceso para estos adsorbentes se muestra en la **Ilustración 3.**



**Ilustración 3: Esquema de planta de deshidratación de sólidos** (GPSA, Engineering data book, 1998).

A continuación se describe el proceso de deshidratación con sólidos desecantes: cuando el gas natural, que contiene agua, pasa a través de la torre de adsorción de una manera descendente, el agua es adsorbida inicialmente por el lecho desecante que se encuentra en el inicio de la torre, el gas deshidratado pasa a través del resto del lecho. A medida que el desecante en la entrada de la torre comienza a saturarse de agua a las condiciones del gas natural de entrada, la zona de adsorción rápida de agua comienza a moverse a lo largo de la torre de manera progresiva hasta llegar al final de la misma, completando el uso total de lecho. Al alcanzar esta condición, el contenido de agua en la corriente de gas comienza a incrementarse, indicando que se ha llegado al punto de saturación, por lo que la retirada de agua es casi imposible. Las torres cambian su operatividad antes de que la torre de adsorción esté saturada en agua, generalmente se predice el punto de saturación de los sólidos por la caída de presión que genera la torre en la corriente de gas natural, a mayor caída de presión, mayor es el contenido de agua que de los sólidos desecantes.

Generalmente un adsorbedor está diseñado para que el flujo de gas entre por la parte superior de la torre y fluya hacia abajo, además debe tener una capacidad de adsorción de entre 8 a 24 horas continuas. Cuando este deja de funcionar, el agua adsorbida por el desecante se retira calentando

el lecho a una temperatura que dependerá del desecante usado y de las especificaciones de funcionamiento. (GPSA, Engineering data book, 1998).

Este calentamiento se consigue gracias a una pequeña corriente caliente del propio gas seco que entra por el fondo del adsorbedor y fluye hasta llegar a la parte superior de la misma. Se puede utilizar cualquier fuente de calor incluyendo las pérdidas de calor de los motores y turbinas. Esta es una consideración importante en el diseño debido a que es la que usualmente implica mayor coste de operación.

Las unidades de sólidos desecantes por lo general son más costosas y difíciles de operar en comparación con las unidades de glicol. Así mismo, su uso está limitado a aplicaciones con alto contenido de  $H_2S$  en el gas natural, control simultáneo de la temperatura de rocío en el agua y en los hidrocarburos, y en especial en casos donde el gas natural posee oxígeno como componente. Sin embargo en procesos donde se encuentran presentes temperaturas criogénicas, la deshidratación por sólidos desecantes es la elegida sobre los procesos convencionales de inyección de metanol para prevenir la formación de hidratos en la corriente de gas.

A continuación en la **Tabla 8** se comparan las características más importantes a tener en cuenta de cada uno de los sólidos desecantes para el proceso de deshidratación del gas natural.

**Tabla 8: Comparación de sólidos desecantes para el proceso de deshidratación de gas natural** (GPSA, Engineering data book, 1998).

Características	Sílica gel	Alúmina Act.	Tamiz
Temperatura de operación	> 120 °F	> 120 °F	30-200 °F
Temperatura de regeneración	Sílica gel, Alúmina Act. < Tamiz		
Presión de operación (psig)	-	-	100 a 1500
% de agua en gas que se obtiene	Alúmina Act y Sílica pueden llegar a -100°F > Tamiz Tamiz puede llegar a menos de 1 lb de agua/MMscf		
Capacidad de adsorción de agua	Tamiz>Sílica> Alúmina Act.		
Coste	Alúmina Act<Silica< Tamiz		
Operación en condiciones ácidas	También remueven $H_2S$ y $CO_2$		

### **2.3.2.1 Adsorción mediante sólidos desecantes**

#### **a) Geles**

Puede usarse sílica gel o alúmina gel, estos geles son fabricados y acondicionados para tener gran afinidad por el agua. La sílica gel es un nombre genérico que se le da a un gel fabricado a partir de ácido sulfúrico y silicato de sodio y que es básicamente, dióxido de silicio ( $\text{SiO}_2$ ) puro. Este se utiliza para deshidratar gases y líquidos, además sirve para la recuperación de hidrocarburos ( $\text{iC}_5$  +) del gas natural.

En este proceso la temperatura del gas de entrada debería estar por encima del punto de formación de hidratos y debe de ser mantenida por encima de  $120^\circ\text{F}$  con el fin de mantener una alta capacidad del desecante. La temperatura de regeneración de los sólidos debería estar en un rango de  $250^\circ\text{F}$  a  $450^\circ\text{F}$  ya que las temperaturas más elevadas aumentan la capacidad de regeneración, pero acortan la vida efectiva de lecho. Cuando se utilizan para la deshidratación, la sílica gel dará un punto de rocío de salida de aproximadamente  $-70^\circ\text{F}$  a  $-80^\circ\text{F}$ . (KOHL, 2006).

Estos desecantes se degradan cuando la superficie externa se recubre de contaminantes que bloquean el acceso de agua al interior de sólido. Entre los contaminantes que causan la degradación se encuentran: glicoles, aminas, aceites pesados, asfaltenos y azufre elemental. La degradación reduce la capacidad del desecante y frecuentemente se requiere el reemplazo del mismo. Así mismo, la presencia de altos contenidos de  $\text{H}_2\text{S}$  en el agua de entrada a la planta de deshidratación con sólidos desecantes pueden causar dificultades operacionales en la misma, particularmente si el gas contiene trazas de oxígeno. El desecante actuará como un catalizador en la oxidación del  $\text{H}_2\text{S}$  para producir azufre elemental, que puede depositarse como pequeñas partículas en el lecho del sólido desecante. Por lo general el coste de operación de estas unidades es entre un 20 % y un 30 % mayor que las unidades de glicol. (GPSA, Engineering data book, 1998) (KOHL, 2006).

#### **b) Alúmina Activada**

La Alúmina Activada es una forma hidratada de óxido de aluminio ( $\text{Al}_2\text{O}_3$ ) que se activa mediante su calentamiento. Al deshidratar gases proporciona un valor de punto de rocío cercano a los  $-100^\circ\text{F}$ . Tanto en la adsorción como en la regeneración, las condiciones de temperatura y presión son similares a las de operación con sílica gel. Como en el caso de la sílica gel, estos

deseccantes se degradan debido a capas de contaminantes que recubren la superficie externa de estas sustancias. La inversión es menor que para la sílica gel y los tamices moleculares.

Para su regeneración se requiere menor calor que el usado para la regeneración de los tamices moleculares, con temperaturas comprendidas entre los 300° F y 600° F. Por lo general, producirán puntos de rocío mayores que los producidos por los tamices moleculares. Como en el caso de la sílica gel, la capacidad de una unidad en particular disminuye con la presión. (GPSA, Engineering data book, 1998) (KOHL, 2006).

### **c) Tamices moleculares**

Los tamices moleculares son una clase de aluminosilicatos que poseen gran capacidad de adsorción de agua, producirán puntos de rocío más bajos y pueden ser usados tanto para endulzar como para secar gases y líquidos. La capacidad de equilibrio de adsorción de agua es mucho menos dependiente de la temperatura de adsorción y la humedad relativa. Dependiendo del tipo, los tamices moleculares son capaces de adsorber varias moléculas incluyendo agua, NH<sub>3</sub>, H<sub>2</sub>S, CO<sub>2</sub>, SO<sub>2</sub>, C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>, C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>, C<sub>3</sub>H<sub>5</sub>, C<sub>3</sub>H<sub>8</sub> a C<sub>n</sub>H<sub>46</sub>, n-C<sub>4</sub>H<sub>9</sub>OH, n-C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>, isoparafinas y olefinas. Comparados con otros sólidos desecantes, los tamices moleculares poseen la mayor capacidad de adsorción para bajas presiones parciales de agua.

Es posible deshidratar con tamices moleculares para obtener un punto de rocío de -150° F. Sus aplicaciones básicas son para secar el gas natural antes de ser tratado en plantas criogénicas, donde los puntos de rocío requeridos son extremadamente bajos. Sus temperaturas de regeneración oscilan entre los 400° F y 600° F. A pesar de sus elevados costes, los tamices moleculares ofrecen ventajas como: trabajar con gas de humedad relativa muy baja, gases que presentan elevada temperatura, pueden adsorber el agua selectivamente, pueden remover otras impurezas junto con el agua, pueden ser usados en procesos de secado adiabáticos, no son dañados por el agua y proporcionan bajas temperaturas de rocío. (GPSA, Engineering data book, 1998) (KOHL, 2006).

En general el proceso de deshidratación con sólidos desecantes presenta las siguientes ventajas:

- Se obtiene un gas seco, puntos de rocío -150° F (contenido de agua < 1 lb/MMscf).
- Puede ser adaptado para procesar grandes volúmenes de gas.
- Elevada tolerancia para el cambio de carga, especialmente en el arranque de la planta.

- Contacto de gas se puede realizar a altas temperaturas.
- Son poco susceptibles a la formación de espumas y corrosión de equipos.
- Alta adaptabilidad para recuperar hidrocarburos líquidos adsorbidos.

Y los siguientes inconvenientes:

- Alto coste inicial y de operación, por ello su uso está limitado a aquellas aplicaciones donde exista una alta concentración de  $H_2S$ , requerimientos de muy bajos puntos de rocío, control simultáneo del punto de rocío del agua y de hidrocarburos.
- Al ser un proceso semicontínuo la torre de regeneración necesita ser enfriada antes de ser operativa. El tiempo de enfriado debe ser corto, debido a que el desecante va perdiendo capacidad mediante su uso contínuo.
- Los tamices moleculares son muy sensibles a la contaminación con hidrocarburos pesados,  $CO_2$ ,  $H_2S$ .
- Alto requerimiento de calor para la regeneración del desecante.
- La operación de la planta sobre su capacidad de flujo causa un mayor desgaste del desecante provocando una excesiva caída de presión y pérdida de carga.

### **2.3.2.2 Absorción por líquidos desecantes.**

La absorción es un proceso por el cual el vapor de agua es retirado de la corriente de gas natural mediante el contacto en contra corriente del gas burbujeante con un líquido que tiene afinidad por el agua.

La deshidratación con glicol es un proceso muy usado para retirar agua del gas natural y se fundamenta en la gran afinidad que tienen los glicoles por el agua. Los glicoles se usan en aplicaciones donde el punto de rocío del agua requerido se encuentra entre 60° F y 120° F.

En este proceso, el trietilenglicol (TEG), el dietilenglicol (DEG) o el tetraetilenglicol (TREG) son los líquidos desecantes más utilizados para la deshidratación del gas natural. (GPSA, Engineering data book, 1998).

Los equipos para la deshidratación de gas que utilizan líquidos desecantes son fáciles de operar y mantener, ya que los procesos en los que intervienen suelen ser automatizados. Los desecantes líquidos se pueden utilizar en gases ácidos, pero se deben tomar precauciones adicionales en el diseño debido a la solubilidad de estos gases en la solución desecante. Incluso si el gas es muy ácido y se trabaja a altas presiones, el glicol puede ser soluble en el gas.

Básicamente el proceso de deshidratación con glicol presenta la siguiente descripción: el gas húmedo entra a la torre de absorción por el fondo, mientras que el glicol seco lo hace por la parte de arriba y fluye hacia abajo a través de la columna, absorbiendo el agua del gas natural mediante el contacto de dichas corrientes a lo largo de la torre. Típicamente, esta torre contactora, opera en contracorriente y tiene un rango de 1 a 14 etapas. El gas deshidratado sale por la parte superior mientras que el glicol rico en agua sale por el fondo y va al sistema de regeneración. (GPSA, Engineering data book, 1998).

Los glicoles absorben compuestos orgánicos volátiles (VOC) como son los BTEX (benceno, tolueno, etil-benceno y xileno) y otros como hexano y ciclopentano. Estos compuestos se consideran contaminantes, existiendo controles ambientales estrictos que regulan la emisión de estos compuestos. Por ello deben controlarse estas emisiones mediante las siguientes estrategias:

- La incineración de gases emitidos en el regenerador reduce las emisiones de VOC, sin embargo este procedimiento puede necesitar consumo de combustible en el incinerador, además de una inversión adicional.
- Condensar los gases emitidos en el regenerador para recobrar BTEX y otros VOC. Esta estrategia aunque más económica que la incineración, presenta un problema relacionado con la disposición del agua que contienen los compuestos BTEX.
- Retirada de BTEX del glicol rico en una columna de regeneración de BTEX.
- La disminución de la tasa de recirculación del glicol reduce la emisión de BTEX, así una menor tasa de recirculación produce una menor absorción de BTEX.
- La disminución de la presión y el aumento de la temperatura en el contactor tiende a la reducción de las emisiones de VOC. A pesar de ser efectivo en la reducción de emisiones, la disminución de presión puede no ser posible ya que lleva añadido un coste de recompresión de gas.

La alternativa de menor coste consiste en la reducción de BTEX absorbidos inicialmente, ya que no se requieren equipos adicionales. Esto se consigue mediante el uso de la menor tasa de recirculación posible de glicol. Generalmente las unidades de glicol que se instalan actualmente están diseñadas con unidades de recuperación de BTEX. Por otro lado hay que destacar que, debido a que los glicoles se descomponen a temperaturas muy cercanas a su punto de ebullición,



las temperaturas de regeneración, deberían mantenerse en los valores máximos que se encuentran en la **Tabla 9** según el tipo de glicol utilizado en el proceso de deshidratación.

**Tabla 9: Temperatura máxima de operación en la regeneración de una planta de glicol (MADDOX).**

Glicol	Temperatura máxima en el rehervidor ( °F)
EG	325
DEG	350
TEG	400
TREG	435

Dentro de las limitaciones de esta tecnología de deshidratación se observa que cuando se requiere de una gran reducción del punto de rocío, las soluciones de glicol pueden ser regeneradas usando técnicas especializadas para lograr un mayor grado de purificación, como son regeneración con vacío y procesos patentados DRIZO, COLDFINGER, los cuales se describirán en el apartado 2.3.4.

El TEG no debe ser usado para la deshidratación a bajas temperaturas (aprox. 50° F), debido a los posibles problemas de viscosidad, además de esto, no debe de ser calentado a temperaturas por encima de 400° F ya que experimenta descomposición térmica. Después de una exposición prolongada con el oxígeno, el glicol se convierte en corrosivo. Para reducir la absorción potencial de oxígeno, se requiere la inertización con metano o nitrógeno del tanque de glicol.

El proceso de deshidratación con glicol posee las siguientes ventajas:

- Los glicoles son fáciles de regenerar. Se logran contenidos de agua en el gas deshidratado de hasta 0,5 lb/MMSCF, sin embargo, existe la posibilidad de incluir tecnologías patentadas que permiten conseguir menores puntos de rocío, así como la recuperación de compuestos BTEX antes de ser emitidos a la atmósfera.
- Tiene capacidad de operar en presencia de hidrocarburos pesados.
- Bajo coste inicial para su instalación y operación.
- Baja caída de presión a través de la torre de absorción.
- La reposición del glicol puede ser añadida rápidamente sin ningún problema.

- En presencia de algunos sólidos absorbidos que puedan causar deterioro en el sistema, la planta de glicol puede ser usada satisfactoriamente.
- El espacio requerido en este tipo de plantas no suele ser de gran magnitud.
- Tiene capacidad de operar en presencia de hidrocarburos pesados.
- Son unidades bastante competitivas con la otras tecnologías existentes.
- En general son plantas de fácil operación.
- Un número comercial de estructuras empaquetadas puede realizar una buena separación en los servicios de deshidratación.

Y los siguientes inconvenientes:

- Materia suspendida como el óxido de hierro puede contaminar la solución de glicol.
- El calor excesivo descompone el glicol. Este calor puede ser causado por la operación del rehervidor a una temperatura por encima del nivel de descomposición o por recalentamiento localizado, causando depósitos de sal en el sistema.
- Los glicoles se oxidan rápidamente en presencia de oxígeno y  $H_2S$ , formando ácidos orgánicos corrosivos. Principalmente se forman los ácidos fórmico y acético.
- Tanto en el diseño como en la operación, se deben en todo momento minimizar las pérdidas de glicol. Las pérdidas de glicol no deben exceder de 1 lb/MMSCF.
- Los glicoles son solubles a compuestos orgánicos volátiles y a BTEX.
- Las sales contenidas en el gas natural pueden ser disueltas en el glicol y de esta forma contaminarlo, acelerando la corrosión de equipos y reduciendo la transferencia de calor.
- Los hidrocarburos livianos y los aceites lubricantes deben ser eliminados de la corriente del gas natural antes de entrar en las plantas de glicol.
- La formación de espuma se ve favorecida por el arrastre de líquido, por lo general se inyecta un agente antiespumante en el sistema para prevenir la formación de espuma.
- A altas concentraciones el glicol tiende a ser muy viscoso a bajas temperaturas, lo que hace que sea difícil transportarlo.
- En el arranque de la planta todas las bandejas de la torre deben estar llenas antes de que ocurra el contacto gas-líquido, ya que debido a la baja tasa de circulación de las corrientes, el glicol puede descender rápidamente por los huecos de las bandejas.

A continuación en la **Tabla 10** se resumen las especificaciones técnicas de la tecnología de líquidos desecantes.

**Tabla 10. Caratacterísticas del proceso de deshidratación con líquidos desecantes**

(BOYUN, 2005) (KOHL A. , 1997).

Fabricantes	NATCO, DOW CHEMICAL, HANNOVER, Sirtec Nigi, Propak
Temperatura operación [°F]	50 a 120
Temperatura regeneración	Depende del tipo de glicol utilizado.
Presión de Operación (Psig)	300 – 3000
Volumen de gas	100Mscfd- 530MMscfd
Concentración de H <sub>2</sub> O en gas de Entrada	Gas saturado en agua.
Concentración de H <sub>2</sub> O en gas tratado	Generalmente puede remover cantidades menores a 1lb agua/MMscf.
Complejidad operacional	Los equipos para la deshidratación de gas que utilizan líquidos desecantes son fáciles de operar y mantener, ya que suelen ser automáticos.
Operaciones de mantenimiento	Al ser un proceso continuo no requiere de mantenimiento por desgaste de líquido desecante, puede haber reposición durante la operación de la planta. En operación normal no requiere paradas por desgaste excesivo de equipos y/o instalaciones.  Sin embargo, las paradas de planta para mantenimiento son necesarias y dependen del sistema de operación de cada una en particular, por lo general debe realizarse mantenimiento preventivo anual para prevenir daños.
Flexibilidad operacional	Tiene capacidad de operar en presencia de hidrocarburos pesados y con un amplio rango de caudales de gas. En caso de que ocurra una variación en la composición de agua en el gas de entrada o variaciones en presión y/o temperatura, es fácil adaptar el sistema con simples cambios en las variables de proceso, como temperaturas presiones o flujos de solvente.
Impacto ambiental	Los hidrocarburos aromáticos (BTX) son muy solubles y cantidades significativas de estos se pueden absorber al glicol a condiciones del absorbedor. Estos pueden representar un peligro de seguridad y/o ambiental cuando se descargan por la parte superior del regenerador a la atmosfera.
Requerimientos de unidades a la entrada	Las unidades de recuperación BTEX son necesarias, para evitar la contaminación ambiental. En el fondo de la torre absorbidora es recomendable la instalación de un depurador para prevenir descargas accidentales de grandes cantidades de agua (fresca o salada), hidrocarburos o inhibidores de corrosión.

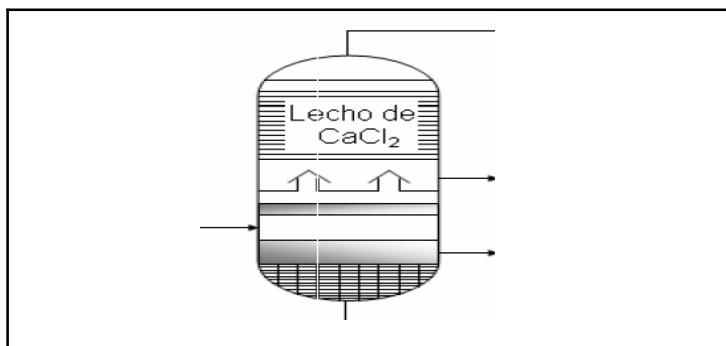
Requerimientos de energía	El regenerador de glicol es un equipo que requiere mayor energía para depurar el agua del sistema. Sin embargo, si es necesaria la instalación de unidades de BTEX serán mayores los requerimientos de energía.
---------------------------	---

### 2.3.2.3 *Deshidratación con cloruro de calcio.*

La deshidratación con cloruro de calcio fue uno de los primeros procesos desarrollados en la industria. El cloruro de calcio ( $\text{CaCl}_2$ ) se puede utilizar como desecante no regenerable para la deshidratación del gas natural. En general, se puede decir que el proceso de deshidratación se basa en la combinación del sólido anhidro de  $\text{CaCl}_2$  con agua, para formar varios hidratos ( $\text{CaC}_b\text{XH}_2\text{O}$ ). A medida que la molécula de  $\text{CaCl}_2$  va absorbiendo agua, esta cambia a mayores estados de hidratación, incluso hasta convertirse en salmuera.

El cloruro de calcio peletizado se instala en un lecho muy similar al de una torre de deshidratación que usa desecantes sólidos donde el gas húmedo entra por el fondo y se recoge seco por la parte superior de la torre. El diseño más eficiente utiliza 3 o 4 platos antes del lecho sólido para hacer un precontacto del gas con una solución de salmuera de  $\text{CaCl}_2$ . Esto retira una cantidad de agua antes de que el gas entre en contacto con el lecho sólido de  $\text{CaCb}$  y aumenta la capacidad de la unidad.

El lecho sólido de  $\text{CaCb}$  cerca del fondo del lecho tendrá la forma de  $\text{CaCl}_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$  o  $\text{CaCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$  y en la parte superior del lecho será entonces  $\text{CaCb}$  anhidro o  $\text{CaCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$ . De esta manera el gas entra en contacto con el cloruro a medida que asciende en la torre y teóricamente deja el lecho en equilibrio con el  $\text{CaCl}_2$  en la parte más alta de la misma. El diagrama de este proceso se puede observar en la **Ilustración 4**.



**Ilustración 4: Deshidratador de  $\text{CaCl}_2$  típico** (GPSA, Engineering data book, 1998).

Cuando la primera vez el lecho de cloruro de calcio se pone en contacto con el gas hidratado, se pueden lograr disminuciones en el punto de rocío que van desde los 72° F hasta los 79° F, sin embargo, estos valores pueden llegar a tan solo 30° F cuando se satura el lecho. La efectividad de deshidratación debe ser monitorizada periódicamente, ya sea por inspección visual o por análisis del punto de rocío. (KOHL, 2006).

Los deshidratadores de  $\text{CaCl}_2$  ofrecen una alternativa viable a las unidades de glicol para yacimientos gasísticos secos, de poco volumen y remotos. El  $\text{CaCl}_2$  debe ser cambiado periódicamente. La disposición de la salmuera trae un problema ambiental, además de esto, los pellets pueden unirse y formar un puente sólido en el lecho de la torre, acarreando la canalización de la torre y un bajo rendimiento de la torre.

En la **Tabla 11**, a continuación, se observan las características más relevantes de los deshidratadores de cloruro de calcio.

**Tabla 11: Características de los deshidratadores de  $\text{CaCl}_2$  (KOHL, 2006).**

Temperatura de operación	40 – 100° F
Presión de operación	125 – 3000 Psig
Volumen de gas	20 – 50 MMscfd
% de agua en gas de entrada	Saturado
% de agua en gas obtenido	2 – lb / MMscfd
Depresión en el punto de rocío	55 – 70° F
Operación en condiciones ácidas	Si

Las ventajas del proceso de deshidratación con  $\text{CaCl}_2$  son las siguientes:

- Simples, no poseen partes móviles.
- Bajo coste de inversión.
- No requiere suministro de calor al proceso.
- Retira una alta cantidad de agua.
- Usando este proceso se han obtenido valores de 1 lb de agua por MMCSF de gas.

y los inconvenientes:

- Es un proceso semicontínuo.
- No es flexible desde el punto de vista operacional.

- El proceso de regeneración es muy complejo, por lo que su uso a nivel industrial es limitado.
- Forma emulsiones con el aceite.
- Corroe electrolíticamente.
- Es nocivo para la salud.

#### ***2.3.2.4 Deshidratación con membranas permeables.***

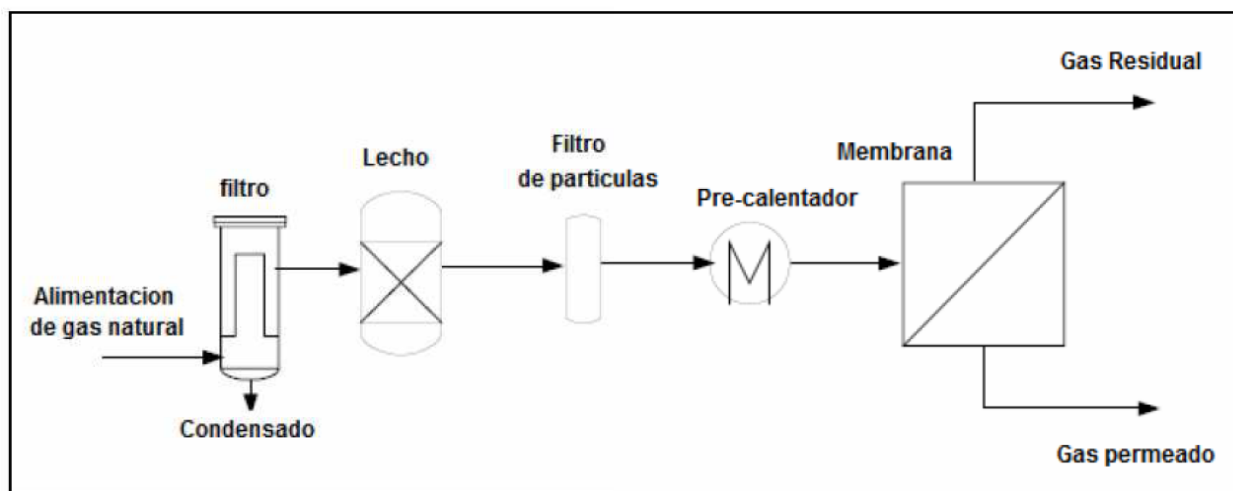
La fuerza impulsora para la separación de componentes del gas a través de las membranas es la diferencia entre sus presiones parciales a través de la misma.

Como la alimentación del gas entra presurizada al separador, los componentes del gas más permeables, tales como el agua y el CO<sub>2</sub>, pasan a través de la membrana. Estos compuestos se recogen a bajas presiones mientras que la corriente que no puede pasar a través de la membrana (gas natural deshidratado), sale del separador a una presión sólo un poco menor que la de alimentación. Cabe señalar que el proceso con membrana es modular, por lo tanto se instalarán tantas unidades como sean necesarias para tratar la cantidad de gas requerida y cumplir con las especificaciones de agua del gas natural a la salida del proceso.

El vapor de agua es muy rápido, por lo tanto la deshidratación para cumplir especificaciones de transporte en el gas natural puede ser llevada a cabo con sistemas de membranas, en niveles de agua menores a 7 lb de H<sub>2</sub>O por MMscf, retirando a su vez cantidades pequeñas de CO<sub>2</sub>.

Las membranas pueden realizar simultáneamente los procesos de deshidratación y endulzamiento. No son muy selectivas a la hora de retirar solamente el agua, retiran en conjunto H<sub>2</sub>S, CO<sub>2</sub>, y H<sub>2</sub>O. Para hacer las membranas competitivas, este sistema debe minimizar las pérdidas de metano cuando retira agua de la corriente de gas, situación inusual con las plantas de glicol. En la **Ilustración 5** se observa un esquema típico de tratamiento de gas con membranas de una sola etapa.

Otro criterio importante del proceso de membranas, es la relación entre la presión de alimentación y la presión de permeado. Este parámetro debe ser establecido de acuerdo a la selectividad de la membrana para lograr una separación eficiente.



**Ilustración 5. Diagrama de procesos típicos de una planta de tratamiento de gas con una etapa de membrana (ECHT, 2002).**

La economía de este proceso está directamente relacionada con la pureza deseada del producto, a partir de condiciones como:

- La pureza del producto puede aumentar con la instalación de más área de membrana o con el aumento de la relación de presión ( presión de alimentación sobre presión de permeado).
- La velocidad de flujo de alimentación afecta a la pureza del producto. Una mayor velocidad de flujo de alimentacion reduce la pureza del producto pero aumenta la concentración de la molécula más permeable ( aquel compuesto que se difunde mas rápido en la membrana) en el permeado.
- La capacidad de las bombas de vacío o de los componentes de alimentación está influenciada por la cantidad de permeado reciclado o por la presión aplicada. La eficiencia económica se reducirá cuando la pureza del producto se acerque al 100 %.

Este proceso puede ser cambiando con un segundo proceso de purificación como condensación, absorción o adsorción.

La cantidad de metano y otros componentes del gas natural que quedan atrapados en la membrana depende de la caída de presión y el área superficial de las mismas. Sin embargo, la pérdida de metano suele estar entre un 5 % y un 10 % de la corriente de alimentación. La

deshidratación por membrana solo se considera para plantas que usen una presión baja del gas natural.

Componentes como el agua líquida, glicoles, aminas, aceites lubricantes y otros hidrocarburos aromáticos líquidos o gaseosos, pueden afectar adversamente a las características de permeabilidad de las membranas, por lo que deben ser instalados equipos de separación y tratamiento del gas antes de pasar por las membranas. Los equipos de pretratamiento son diseñados para retirar aerosoles líquidos, partículas suspendidas hidrocarburos pesados y aromáticos a fin de prevenir la contaminación de la membrana.

El proceso de deshidratación con membrana tiene las siguientes ventajas:

- Proceso continuo.
- Requiere bajo mantenimiento y su operación es simple.
- Requerimientos de espacio reducidos cuando se tratan bajos volúmenes.
- No requiere de ningún agente adicional de separación, ni de regeneración.
- No es corrosivo y no genera líquidos tóxicos.
- Trabaja en un amplio rango de composición, temperatura y presión del gas de alimentación.

y los siguientes inconvenientes:

- Para competir con las unidades de glicol, requiere el uso de membranas selectivas. Una membrana altamente selectiva, requiere de una relación de alta presión.
- Desde el punto de vista económico, no resulta competitiva con la de TEG cuando se requiere únicamente deshidratación.
- Para lograr las menores pérdidas posibles de metano se necesita la instalación de una bomba de vacío, para generar la relación de presión necesaria para una presión de entrada dada.

En la **Tabla 12** se recogen las características de la deshidratación con membranas.

**Tabla 12: Características del proceso de deshidratación con membranas** (KOHL A. , 1997) (BOYUN, 2005).

Características	
Frabricantes	Air Liquide, Natco, Kvaerner.

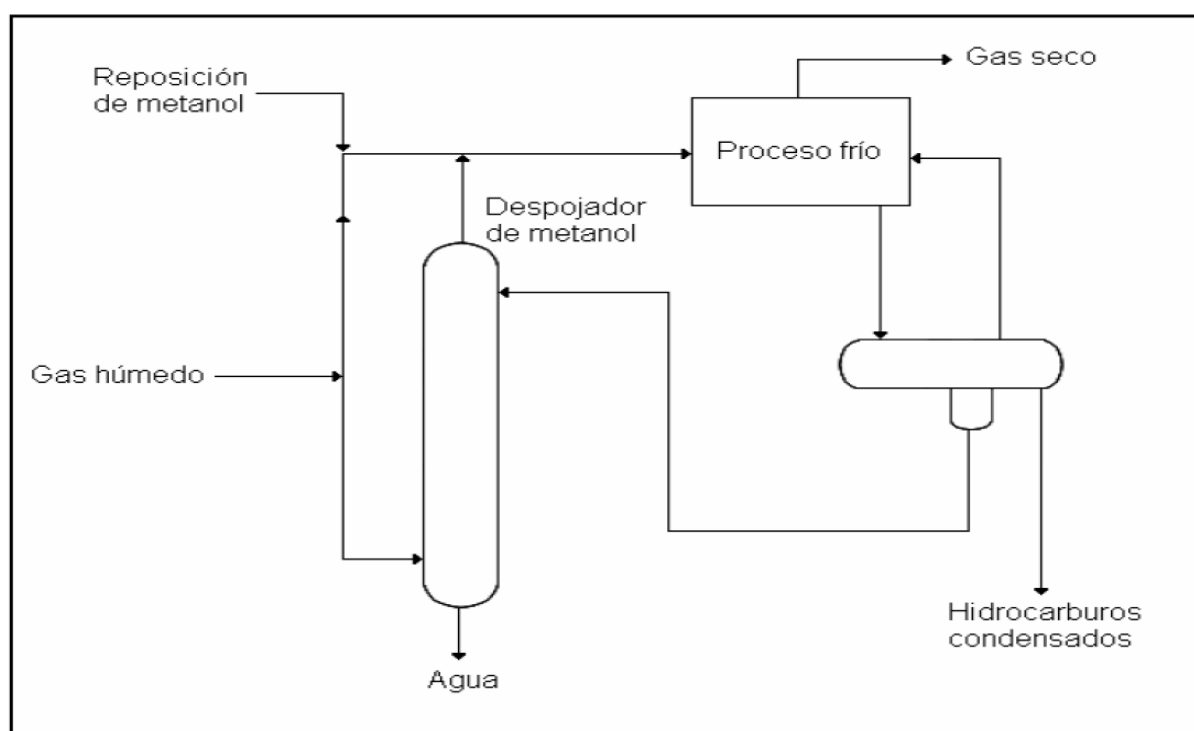


Temperatura de operación	70 - 200 ° F
Presion de operación	400 - 1400 Psig
Volumen de gas	5 – 300 MMscfd
Complejidad operacional	Proceso continuo, con bajo mantenimiento, operación simple.
Concentracion de H <sub>2</sub> O en gas de entrada	No es una limitación, trabaja con gas saturado
Operaciones de mantenimiento	Su operatividad se ve afectada con el trascurso del tiempo de uso y depende de las características de gas de entrada, temperatura y presión, aproximadamente se pierde el 20% de las membranas al año.
Flexibilidad operacional	Trabaja con un rango amplio de composición, temperatura y presión del gas de entrada.
Impacto ambiental	Los fabricantes se comprometen a su tratamiento una vez pierden su actividad.
Comportamiento ante alto grado de contaminantes en el gas de alimentación	Agua líquida, glicoles, aminas, etc, afectan negativamente a la permeabilidad de las membranas.
Perdida de hidrocarburos en el proceso	La pérdida de metano suele estar entre un 5% y un 10% de la corriente de alimentacion
Requerimineto de unidades a la entrada	Para lograr minimizar las pérdidas de metano se coloca una bomba de vacío, para generar la presión necesaria. Los aerosoles, partículas suspendidas, hidrocarburos pesados y aromáticos, se retiran mediante un equipo de pretratamiento.
Requerimientos del sistema	No es necesario gran aporte de calor, ya que las membranas no son regenerables. Se sustituyen una vez acaban su vida útil.

### 2.3.2.5 Deshidratación por refrigeración

La deshidratación del gas natural puede hacerse también por refrigeración y/o procesamiento criogénico a una temperatura de  $-150^{\circ}\text{F}$ , en presencia de metanol y protección anticongelante.

Por lo general, la adicción de metanol a la corriente de gas es para prevenir la formación de hidratos. Debido a la baja volatilidad relativa del metanol, la separación de este compuesto del agua se hace difícil. Por esta razón, las corrientes de agua condensada y de metanol (mezcla metanol/agua) decantadas en la refrigeración, pueden ser regeneradas por un proceso de destilación o por un proceso patentado llamado IFPEX-1, este proceso trata cualquier gas para su deshidratación, inhibición de hidratos y control de punto de rocío. Como se puede observar en la **Ilustración 6** una parte de la corriente de entrada del gas se carga en la torre absorbidora donde se pone en contacto con la mezcla de metanol y agua.



**Ilustración 6: Esquema planta de deshidratación IFPEX-1.** (GPSA, Engineering data book, 1998).

Por el fondo se obtiene agua pura mientras que el gas sale por la parte de arriba de la torre y esta cantidad se mezcla con el resto de la corriente de alimentación, esta corriente contiene suficiente metanol como para prevenir el congelamiento durante el proceso de refrigeración.

La pureza del agua de salida del fondo del absorbedor contiene típicamente 500 ppm de metanol y esta cantidad depende de la alimentación de gas a la entrada de la columna. Durante este proceso el gas es enfriado hasta la temperatura de rocío requerida. El gas seco tratado es recuperado del separador de baja temperatura junto con hidrocarburos condensados y la mezcla de metanol y agua, que son recuperados como una fase líquida a parte y recirculada al absorbedor.

El proceso de deshidratación por refrigeración posee las siguientes ventajas:

- Es un proceso continuo.
- No requiere suministro de calor.
- No produce emisiones de gases contaminantes a la atmósfera.

y los siguientes inconvenientes:

- El coste de instalación y operación lo hacen prohibitivo para esta aplicación.
- Generalmente usa metanol para lograr la deshidratación.
- Las pérdidas de solvente elevan los costes operativos.
- Se necesitan temperaturas criogénicas para su operación.
- Se ha probado esta tecnología para caudales bajos de gas, menores de 50 MMscfd.

En la **Tabla 13** a continuación se resumen las características del proceso de deshidratación por refrigeración.

**Tabla 13: Características del proceso de deshidratación por refrigeración.** (BOYUN, 2005) (KOHL A. , 1997).

Características	
Fabricantes	IFP
Temperatura de operación	Desde -60° F a -31° F
Presión de operación	1000 Psig
Volumen de gas	50 -350 MMscfd
Concentración de agua en gas de entrada	Gas saturado en agua
Concentración de agua en gas tratado	Cuando no se requiere purezas muy elevadas < 1 lb/MMSCF
Complejidad de operación	Baja ya que es un proceso continuo y automatizado.

Operaciones de mantenimiento	No requiere mantenimiento continuo al ser un proceso automatizado
Impacto ambiental	Al utilizar metanol que posee una presión de vapor alta, genera pérdidas al ambiente.
Comportamiento ante alto grado de contaminantes en el gas	Al trabajar con temperaturas criogénicas, el gas no debe tener contaminantes que puedan formar hielo como el CO <sub>2</sub> .
Pérdida de hidrocarburos en el proceso	No existen
Requerimiento de unidades a la entrada	Requiere unidades de eliminación de CO <sub>2</sub> y contaminantes que puedan congelarse a temperaturas criogénicas.
Requerimientos de energía	No requiere aporte de calor al proceso, pero requiere de enfriamiento criogénico.

### 2.3.2.6 Selección del proceso

De cara a seleccionar el proceso más conveniente para la deshidratación de gas natural, se ha realizado una comparación cualitativa a partir de lo desarrollado en las secciones anteriores, reflejada en la **Tabla 14**.

**Tabla 14: Comparación cualitativa de los procesos de deshidrtación.**

	Sólidos desecantes	Líquidos desecantes	CaCl <sub>2</sub>	Membranas	Refrigeración
Capacidad para alcanzar especificaciones requeridas	++	++	--	--	--
Capacidad para tratar volumen gas requerido	++	++	--	+	--
Uso en instalaciones similares	+	++	--	-	--

Costes	--	++	-	--	--
Complejidad Operacional	+	++	+	++	--
Impacto Ambiental	--	+	--	+	+
Total	+	++	--	--	--

Con esta comparación se puede observar, como el proceso más adecuado para este proyecto es por diferencia es la deshidratación mediante líquidos desecantes, en este proceso deben llevarse a cabo los procesos de reducción del impacto ambiental que se han explicado anteriormente.

### 2.3.3 TIPOS DE GLICOL

En este punto se describen las características principales de los distintos tipos de glicol, con el fin de poder evaluar el tipo de glicol a utilizar.

El trietilenglicol se ha convertido en el solvente por excelencia utilizado por la industria del gas natural. Sin embargo existen otros tipos de glicoles que se han utilizado para la deshidratación del gas en base a los requerimientos de disminución de costes de operación, desarrollados en el mercado bajo genéricos que son mezcla de glicoles de baja pureza, pero menor coste.

Los distintos tipos de glicol se describen a continuación.

#### 2.3.3.1 Etilenglicol (EG)

Se utiliza en aplicaciones de temperatura moderada, ya que a altas temperaturas es muy volátil y presenta una temperatura de regeneración de 325° F. Se usa como inhibidor de hidratos, el EG puede recuperarse del gas mediante un proceso de separación a 50° F.

#### 2.3.3.2 Dietilenglicol(DEG)

No es tan soluble en hidrocarburos líquidos, pero debido a altas presiones de vapor y baja temperatura de descomposición, la temperatura de regeneración debe estar comprendida entre 325° F y 350° F. Se utiliza fundamentalmente en aplicaciones por debajo de 50° F debido a la alta viscosidad que presenta el TEG a estas temperaturas.

### 2.3.3.3 *Trietilenglicol (TEG)*

Es el más usado para estas aplicaciones. Su regeneración se puede hacer a temperaturas comprendidas entre 350° F y 400° F, a temperaturas mayores tiende a producir pérdidas por vapores.

### 2.3.3.4 *Tetraetilenglicol (TREG)*

Es el más costoso, sin embargo produce menores pérdidas de vapor cuando se trabaja a mayores temperaturas. Su regeneración se puede hacer a temperaturas comprendidas entre 400° F y 430° F.

El tipo de glicol más utilizado es el TEG. Sin embargo el DEG y el EG pueden cumplir las especificaciones de contenido de agua en el proceso de deshidratación, cuando se utilizan procesos para mejorar la regeneración del glicol. Estos sistemas para mejorar la regeneración producen un glicol mas puro y se realiza generalmente con un proceso de inyección de gas de *stripping* en la columna de regeneración.

El TEG se usa por su ventaja de mayor sencillez de regeneración, basado en la amplia diferencia entre los puntos de ebullición del agua y el TEG (212° F y 549° F respectivamente), de esta manera se pueden separar fácilmente mediante destilación en una columna empacitada montada sobre un calderín.

En la **Tabla 15** se aprecia la diferencia que existe entre los distintos glicoles utilizados en la deshidratación de gas natural a través de sus propiedades físicas.

**Tabla 15: Propiedades de los distintos glicoles utilizados para deshidratar gas natural**  
(KOHL A. , 1997)

Propiedad	EG	DEG	TEG	TREG
Fórmula	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> O <sub>3</sub>	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> O <sub>4</sub>	C <sub>8</sub> H <sub>18</sub> O <sub>5</sub>
Peso molecular	62,1	106,1	150,2	194,2
Punto de ebullición °F a 769 mmHg	387,1	472,6	549,9	597,2
Temp. inicial de descomposición °F	329	328	404	-
Flash point °F	240	280	320	365
Presión de vapor mmHg @ 77° F	0,12	<0,01	<0,01	<0,01

(lb/ft) @ 77° F	69,30	69,48	69,86	69,92
(lb/ft) @ 140° F	67,73	67,92	68,17	68,17
Pto. de congelación ° C	8	17	19	22
Cps @ 77° F	16,6	28,2	37,3	44,6
Cps @ 140° F	4,68	6,99	8,77	10,2
Caloe específico @ 77° F, BTU(lb-° F)	0,58	0,55	0,53	0,52
Calor de vaporización (760 mmHg), BTU/lb	364	232	174	-
Calor de solución en agua en una cantidad (760 mmHg)	-	58	86	-

En la **Tabla 16** se pueden observar las características fundamentales de los diferentes glicoles existentes en el mercado, se omite el TREG, ya que pese a ser más estable, es el que tiene menor afinidad por el agua y por lo tanto no se suele utilizar en estos procesos.

**Tabla 16: Características fundamentales de glicoles utilizados en deshidratación**  
(EBELING, 1998).

Propiedad/Solvente	EG	DEG	TEG
Temperatura de descomposición (° F)	325	350	400
Grado de deshidratación (depresión punto de rocío) (° F)	53	60	85
Aplicación	Debido a su bajo precio, baja viscosidad y baja solubilidad en hidrocarburos líquidos, se usa para la prevención de formación de hidratos	Puede ser usado tanto para la inyección como para la deshidratación . debido a su grado de deshidratación, se usa muy poco	Usado en el 95% de los deshidratadores ya que puede conseguir los menores puntos de rocío y tiene menores pérdidas por vaporización

En la **Tabla 17** se observan los efectos de la selección del tipo de glicol y las tasas de recirculación para unidades estándares de glicol.

**Tabla 17: Efecto de la selección de glicol para una unidad estándar (EBELING, 1998).**

Propiedad del solvente	EG			DEG			TEG		
Tasa de circulación (gal/lb)	2	3	4	2	3	4	2	3	4
Pérdidas totales de glicol (lb/h)	2,5	2,9	3,11	0,19	0,24	0,26	0,067	0,072	0,076
Emisión total de BTEX (T/año)	0,57	0,87	1,4	2,6	3,9	5,0	3,3	5,0	6,4
Emisión total de VOC (T/año)	6,56	9,3	11,5	12,0	18,7	24,8	20,2	32,3	42,5

Los glicoles absorben del gas natural compuestos aromáticos como benceno, tolueno, etilbenceno y xilenos (BTEX), así mismo compuestos como hexano, ciclopentano, considerados como contaminantes (VOC).

El uso de EG o DEG reduce la emisiones de BTEX debido a que estos son menos solubles en DEG y EG, que en TEG. En la **Tabla 18** se puede observar la solubilidad relativa del benceno y del tolueno en estos tres glicoles.

**Tabla 18: Solubilidad del benceno y del tolueno en los diferentes tipos de glicol (EBELING, 1998).**

Componente	Solubilidad (% en peso a 25° C)		
	EG	DEG	TEG
Benceno	5,7	31,3	Soluble
Tolueno	2,9	17,2	24,8



Las pérdidas de glicol también influyen a la hora de escoger. Aunque los BTEX son menos solubles en EG, su uso acarrea una gran pérdida de glicol, debido a su alta volatilidad comparada con DEG Y TEG. Sin embargo los procesos de recuperación de hidrocarburos líquidos pueden recuperar el EG de la corriente de gas procesada, reduciendo las pérdidas de glicol. Sin embargo se deben tomar en cuenta los factores económicos, aunque el uso de EG sea beneficioso en la implementación de unidades de reducción de emisiones en plantas de glicol. Las plantas de deshidratación con TEG se usan en el 95% de los casos debido a sus propiedades físico-químicas favorables para deshidratar el gas natural. Debido a lo explicado en este apartado y a las condiciones que se tienen en este proyecto se decide que el uso de TEG sería lo más adecuado.

También cabe resaltar que el TEG se añade a menudo a otros tipos de glicol para mejorar el rendimiento de las plantas de deshidratación, por ejemplo algunas soluciones de DEG contienen entre un 15 % y un 30% de TEG además de agentes anticoagulantes e inhibidores de espuma.

#### **2.3.4 REGENERACIÓN**

Cuando el glicol rico en agua abandona el absorbedor es necesario regenerarlo para poder reutilizarlo, el proceso convencional mediante el cual se realiza dicha regeneración es usando una columna de destilación en la que se separa el agua y los compuestos volátiles que se encuentran en el glicol. Dependiendo de los parámetros de diseño se alcanzan distintas purezas, normalmente se usa una columna de destilación cuando se requiere una pureza de como mucho un 99,5% del glicol, cuando se requiere una mayor pureza se suele elegir algún método mejorado de regeneración.

Existen varios métodos mejorados de regeneración del glicol, los principales se enumeran a continuación:

- Gas de *stripping*
- Condiciones de vacío
- Cold finger
- Drizo

### **Gas de *stripping***

Es uno de los métodos para recuperar el glicol, consiste en la inyección de gas natural seco o gas inerte como gas de *stripping* directamente en el calderín de la columna de desorción. En él se descende la presión parcial efectiva del agua e incrementa la volatilidad del agua en fase vapor para mejorar la separación entre el agua y el glicol en la columna, recuperando la pureza del glicol.

### **Condiciones de vacío**

En el proceso de regeneración del glicol bajo condiciones de vacío, se puede recuperar una pureza del glicol de hasta un 99,9 %, pero debido al alto coste del sistema de vacío, el uso de este método es limitado.

### **Cold finger**

Un *coldfinger* o condensador de dedo frío es un instrumento que se utiliza para generar una superficie fría localizada.

El proceso *coldfinger* es un sistema que elimina trazas de agua de líquidos hidrofílicos, como el glicol y hidrofóbicos como el propano, butano etc.

El líquido caliente pasa por una ruta tortuosa a través internos del depósito y sale por el final contrario. Insertando un *coldfinger* o condensador en el espacio del vapor, se generará condensación. Por la continua condensación y eliminación del vapor de equilibrio bajo el haz de tubos del condensador, la fase líquida busca volver al equilibrio y haciendo esto, elimina las trazas de agua presentes en el líquido.

Este proceso elimina las trazas de agua sobrantes antes de que el TEG llegue a salida del depósito. El agua en la fase líquida es eliminada y el líquido que queda (glicol pobre en agua) se aproxima a una concentración de 99,9%.

Con el TEG resulta más eficaz a 204 °C y a una concentración donde el balance de vapor rico en agua es del 40-45 % TEG y 55-60% agua y la concentración de agua en el líquido que viene del calderín es un 1% o menos. (COMART, s.f.).

El proceso COLDFINGER es similar al convencional de regeneración del glicol excepto por el hecho de que el glicol rico en agua entra primero el condensador coldfinger y luego el condensador de reflujo. Licenciante COMART.

### **Drizo**

El proceso drizo utiliza hidrocarburos sobrecalentados como gas de *stripping* en una columna situada después de la columna de regeneración con el objetivo de bajar la presión de vapor en el agua. Después de la columna de desorción el gas de *stripping* se enfría y los hidrocarburos se separan del agua y del gas en un separador trifásico. El gas es liberado a la atmósfera y el agua es desechada, mientras que los hidrocarburos se recuperan y reciclan para ser usados como gas de *stripping* otra vez.

Usando dicho proceso se ha demostrado que se consiguen purezas del glicol mayores de 99,99 % en peso. Para obtener mayor pureza todavía, los hidrocarburos sobrecalentados que forman el gas de *stripping* pueden ser deshidratados usando un sólido desecante antes de ser inyectado en la columna de *stripping*.

Añadiendo estos compuestos se mejora la eficiencia de la separación entre glicol y agua aumentando la pureza del glicol. De hecho, los hidrocarburos líquidos incrementan la volatilidad del agua en la solución de TEG y agua, ya que el n-heptano, el isooctano y el BTEX puede formar una mezcla de azeotropos con agua y actuar como gas de *stripping* después de la vaporización en el reboiler.

Se escribió que el proceso de regeneración azeotropa necesitaba una energía significativamente menor respecto los otros procesos de regeneración mejorados. (FOWLER, 1975).

En otro informe se demostró que los solventes de hidrocarburos líquidos pueden recuperar significativamente la pureza del TEG y bajar las pérdidas de TEG. (PAYMOONI, 2011). Los resultados indican que el isooctano tiene un mejor funcionamiento que el tolueno, obteniendo una mayor concentración de TEG, menor concentración de agua y menor *duty* en el reboiler.

Existen muchas impurezas en el gas como mercaptanos, dióxido de carbono y nitrógeno, debido al efecto dañino de estos compuestos en la salud, es muy importante controlar su emisión. Como

se ha dicho anteriormente la emisión de BTEX depende de la cantidad de estos compuestos en el gas que entra a la columna de absorción, la temperatura, la presión y el caudal de circulación del glicol. Después de separar estas impurezas del glicol mediante la inyección de gas de *stripping* a alta temperatura, en otros procesos gran parte de estos compuestos son liberados a la atmósfera, mientras que en el proceso DRIZO un gran parte de estos compuestos vuelven a la columna de desorción como solvente.

La alta pureza a la que se recupera el glicol permite la competición con otras tecnologías y reduce los requerimientos energéticos con respecto a otros procesos comunes de recuperación del glicol. Una de las ventajas de este proceso es que debido a la alta pureza del glicol se reduce el caudal de glicol y como resultado también se reducen las emisiones BTEX del regenerador. Una de las características más importantes es la recuperación de los hidrocarburos licuados usados como disolventes para el contacto con el glicol en la columna. Los hidrocarburos usados como disolventes tienen una franja relativamente reducida de puntos de ebullición y vaporizan a altas temperaturas antes de contactar con el glicol pobre en agua que abandona la columna de regeneración. Licenciante PROSERNAT. (PROSERNAT, s.f.)

### 3 Simulación

#### 3.1 Programa y Método termodinámico usado

Para realizar la simulación se utiliza el programa Aspen Plus V8.0. Por lo que todas las conclusiones y cálculos que se mostrarán en este apartado han sido realizadas con dicho programa.

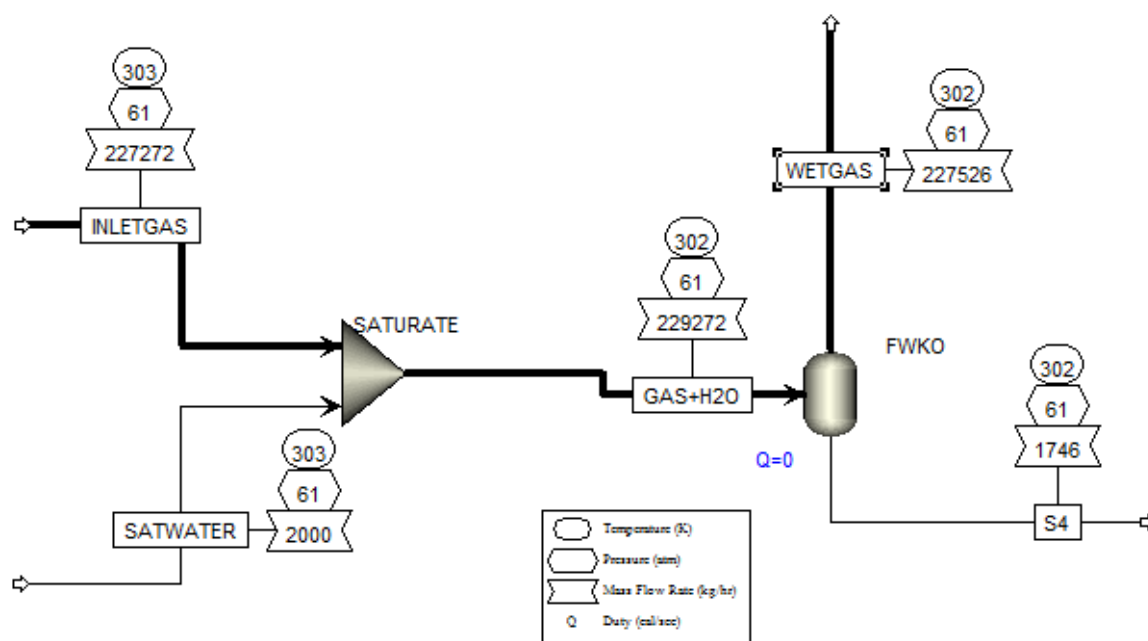
A la hora de elegir el método termodinámico a usar para la simulación, se usa el diagrama dispuesto en el Anexo B: Elección del Sistema Termodinámico. Siguiendo este diagrama debido a que usamos sustancias polares, sin electrolito, nos encontramos a una presión mayor de 10 bar y no conocemos las interacciones entre compuestos, el método que mejor simulará las condiciones reales que tenemos será Reldich-Kwong-Soave.

### 3.2 Condiciones iniciales

Teniendo en cuenta los apartados Composición gas entrada y Especificaciones del gas doméstico puede observarse que el gas que proviene del yacimiento Jansz cumple previamente las especificaciones de  $N_2$  y  $CO_2$ , por lo que sólo es necesario deshidratarlo.

Para simular las condiciones iniciales de entrada en la unidad de deshidratación, se utiliza un mezclador y una columna flash como puede observarse en la **Ilustración 7**. Se mezclan dos corrientes, el gas y el agua y se varía el caudal de agua hasta que la composición molar de agua en el gas que sale del flash permanece constante.

Para las las condiciones de operación, puesto que el único dato referido a la presión que se conoce es que el gas tiene que llegar a los trenes de licuación procedente del yacimiento gorgon a una presión de 56 atm y que esta dimensionado para que no haga falta usar recompresión, se supone que el gas procedente de Jansz se dimensiona en unas condiciones parecidas y entra a la instalación de gas doméstico a 60 atm. En cuanto a la temperatura, se supone que el gas se enfría en su transporte por el gaseoducto submarino llegando a la planta a una temperatura 303 K.



**Ilustración 7: Simulación de las condiciones iniciales del gas.**

Teniendo en cuenta todo lo explicado se logra un gas de entrada a la unidad de deshidratación con la composición molar que se muestra en la **Tabla 19**.

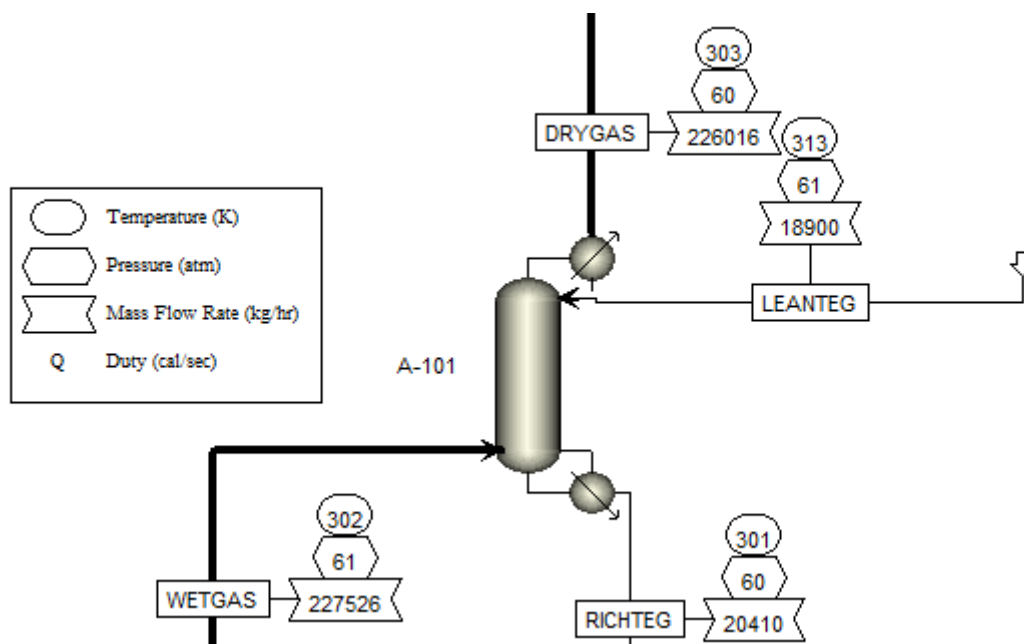
**Tabla 19: Composición molar del gas a la entrada del absorbedor.**

TEG	0
H <sub>2</sub> O	0,00110008
CO <sub>2</sub>	0,00279691
N <sub>2</sub>	0,0234741
C <sub>1</sub>	0,913794
C <sub>2</sub>	0,0374587
C <sub>3</sub>	0,0105883
C <sub>4</sub>	0,00449505
C <sub>5</sub>	0,00629307

### 3.3 Absorbedor

Para deshidratar se elige usar una columna de absorción con TEG, por las razones que se explicaron anteriormente.

En dicha columna el gas húmedo entrará por la parte inferior con una temperatura de 302 K y una presión de 61 atm, mientras que el glicol entrará por la parte superior a una temperatura de 313 K y una presión de 61 atm. Se escoge diseñar la temperatura de entrada del glicol con un ligero incremento de 11 K con respecto al gas de entrada ya que esta medida se ha demostrado que mejora la eficiencia de la columna. (GPSA, Engineering data book, 1998). A continuación se muestra la **Ilustración 8**, donde se recogen las condiciones de temperatura, presión y el caudal de las distintas corrientes del absorbedor.



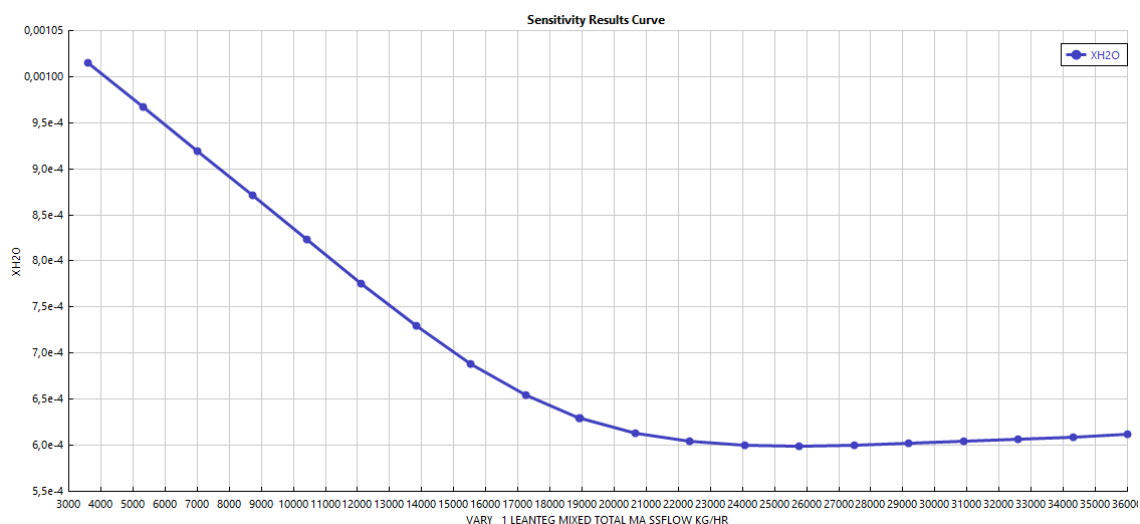
**Ilustración 8: Absorbedor**

A la hora de diseñar la columna hay que considerar diversos parámetros, como el caudal de glicol, el número de etapas y el relleno, que se explicarán a continuación.

### 3.3.1 CAUDAL DE GLICOL

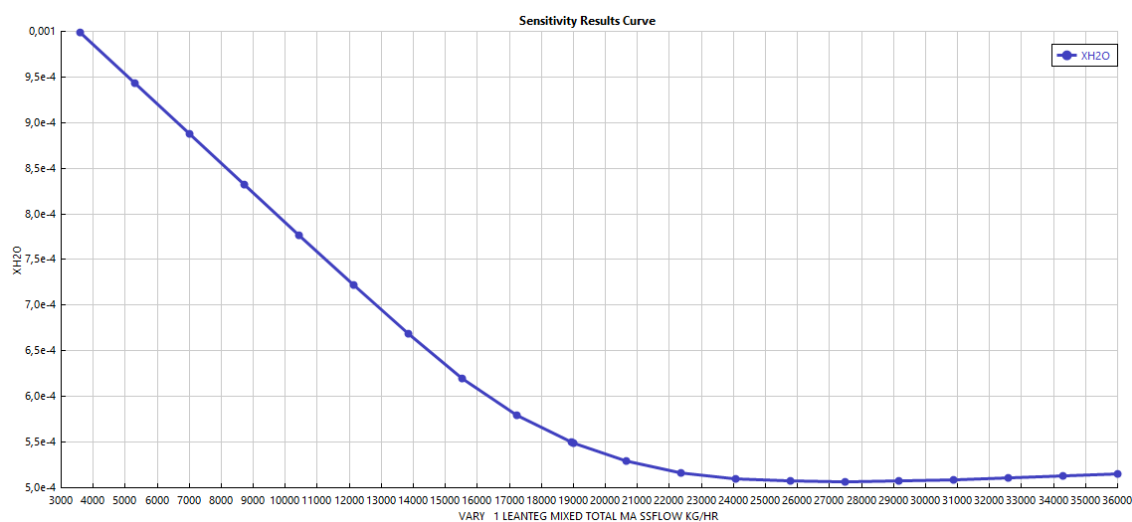
Como se ha dicho anteriormente el gasoducto DBNGP al que suministra la planta de gas doméstico requiere un contenido máximo de contenido en agua de  $48 \text{ mg/m}^3(\text{s})$  o lo que es lo mismo una fracción másica de  $5,5 \cdot 10^{-4}$ .

Para lograr este contenido en agua se evalúa qué concentración debe tener el glicol, para ello se realizan varios análisis de sensibilidad en los cuales se concluye que la concentración más baja de glicol con la que se consigue cumplir la especificación es 99,5 % en masa de TEG. En la **Ilustración 9** se muestra el resultado del análisis de sensibilidad con una concentración de 99,4 % en masa. En ella se puede observar que con dicha concentración se llega a un contenido de agua en la salida de  $6 \cdot 10^{-4}$ , el cual no es suficiente para cumplir la especificación.



**Ilustración 9: Curva del Análisis de sensibilidad con una concentración de glicol 99,4 % en masa.**

Sin embargo, como se aprecia en la **Ilustración 10**, con una concentración de 99,5 % en masa es suficiente para cumplir el contenido en agua requerido en las especificaciones.



**Ilustración 10: Curva del Análisis de sensibilidad con una concentración de glicol de 99,5 % en masa.**

Una vez fijado el contenido en glicol, se procede a averiguar el caudal mínimo de glicol necesario para cumplir la especificación.

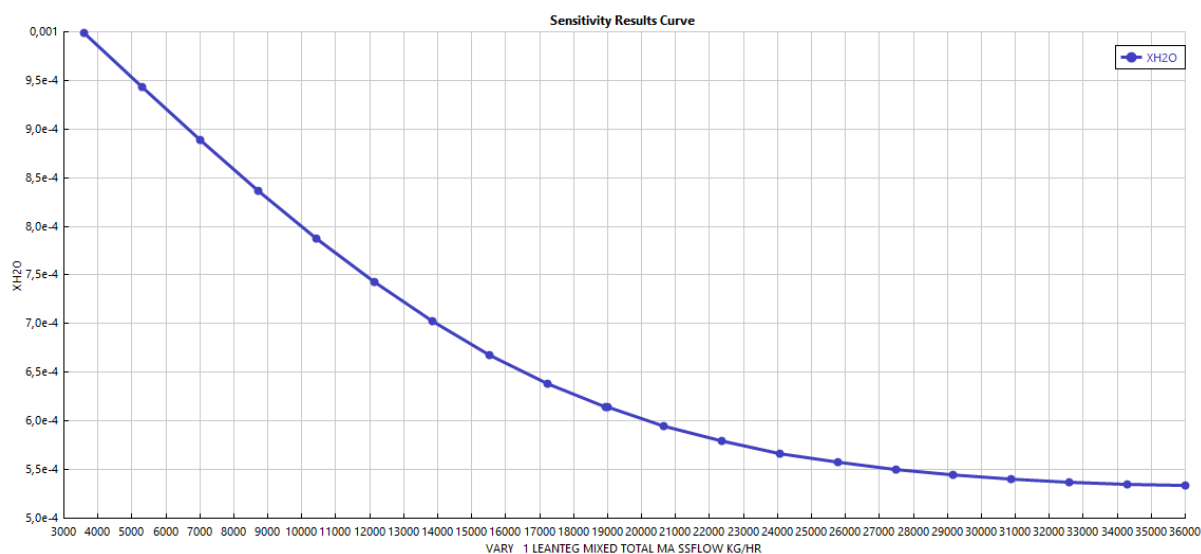
En este análisis de sensibilidad de la **Ilustración 10** puede observarse que para alcanzar una fracción másica de agua de  $5,5 \cdot 10^{-4}$  se necesita un caudal mínimo de glicol alrededor de 18 900 kg/h.



### 3.3.2 NÚMERO DE ETAPAS

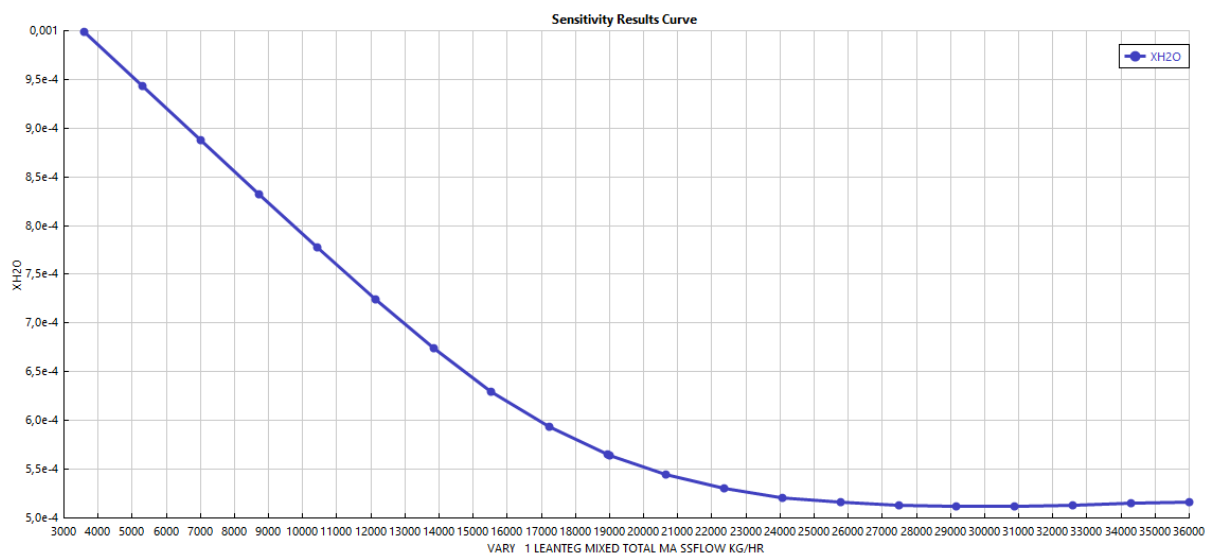
Según lo explicado anteriormente, el absorbedor normalmente tiene un número de etapas entre 4 y 14. Debido a que interesa reducir el caudal de glicol lo máximo posible la columna se diseñará con el mayor número de etapas posibles siempre y cuando dichas etapas sean efectivas. Para ello se estudia como varía el caudal de glicol para cumplir las especificaciones necesarias con las diferentes etapas.

Para 5 etapas, es necesario aumentar el caudal de glicol del dato obtenido anteriormente a 27 500 kg/h como se puede ver en la **Ilustración 11**.



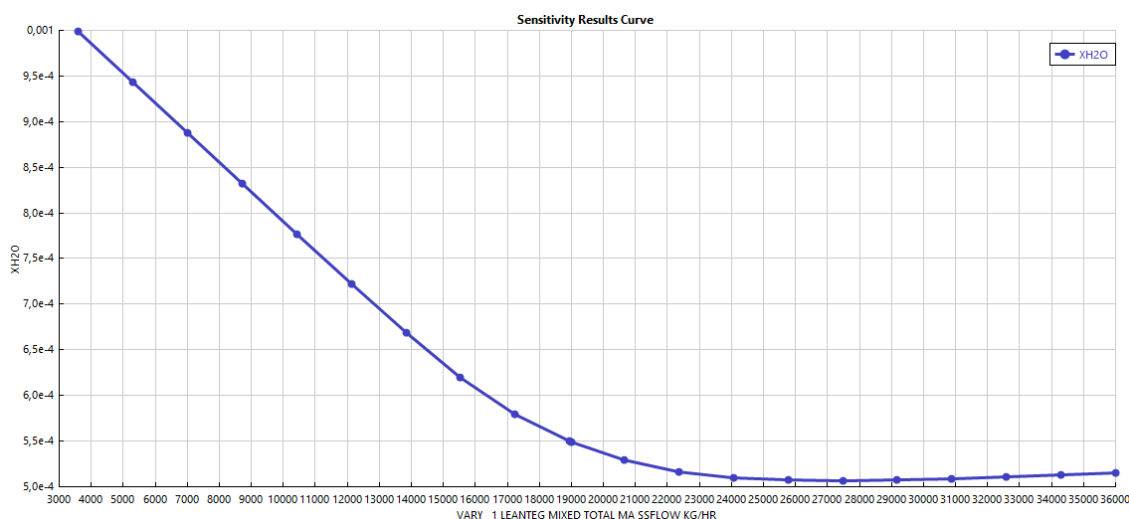
**Ilustración 11: Curva del Análisis de sensibilidad para 5 etapas.**

Para 10 etapas, se necesita un caudal de glicol de 20 000 kg/h cómo se puede ver en el siguiente resultado del análisis de sensibilidad en la **Ilustración 12**.



**Ilustración 12: Curva del Análisis de sensibilidad para 10 etapas.**

Para 14 etapas, se logra un caudal mínimo de 18 900 kg/h como puede observarse en la **Ilustración 13**.



**Ilustración 13: Curva del Análisis de sensibilidad para 14 etapas.**

Para confirmar que se deben usar 14 etapas, se comprueban los perfiles de la columna para comprobar que todas las etapas están siendo efectivas.

La **Ilustración 14** muestra el perfil composicional en masa de vapor del absorbedor. Siendo la etapa 1 la cabeza de columna y la 14 el fondo, se puede observar cómo se va reduciendo el vapor de agua a través de las distintas etapas de la columna hasta alcanzar la etapa 1 donde se alcanzan las especificaciones requeridas.

Stage	TEG	H2O	CO2	N2	C1	C2	C3	C4	C5
1	3,38293e-06	0,000550024	0,00690932	0,0372399	0,829326	0,0633253	0,0259183	0,0140306	0,0226973
2	3,07783e-06	0,000577769	0,0069321	0,0370553	0,826028	0,0634387	0,0262677	0,0146363	0,0250609
3	3,02965e-06	0,000623285	0,00693032	0,0370343	0,825582	0,0634195	0,0262788	0,0146886	0,0254402
4	3,0079e-06	0,000667999	0,00692978	0,0370295	0,825479	0,0634143	0,0262791	0,0146948	0,0255025
5	2,99001e-06	0,000710532	0,0069295	0,0370271	0,825428	0,0634115	0,026279	0,0146962	0,0255153
6	2,9733e-06	0,000751272	0,00692928	0,0370251	0,825386	0,0634093	0,0262788	0,0146971	0,0255204
7	2,95726e-06	0,000790733	0,00692907	0,0370232	0,825346	0,0634072	0,0262786	0,0146978	0,0255242
8	2,94166e-06	0,000829395	0,00692886	0,0370214	0,825308	0,0634051	0,0262784	0,0146985	0,0255278
9	2,92632e-06	0,000867699	0,00692866	0,0370196	0,825269	0,0634031	0,0262782	0,0146992	0,0255313
10	2,91106e-06	0,000906067	0,00692845	0,0370178	0,825231	0,0634011	0,0262779	0,0147	0,0255348
11	2,89568e-06	0,000944925	0,00692825	0,037016	0,825192	0,063399	0,0262777	0,0147007	0,0255383
12	2,87996e-06	0,000984725	0,00692803	0,0370141	0,825153	0,0633969	0,0262775	0,0147014	0,0255419
13	2,86364e-06	0,00102597	0,00692781	0,0370122	0,825111	0,0633947	0,0262773	0,0147021	0,0255456
14	2,84635e-06	0,00106927	0,00692758	0,0370102	0,825068	0,0633924	0,026277	0,0147029	0,0255493

**Ilustración 14: Perfil composicional másico del absorbedor.**

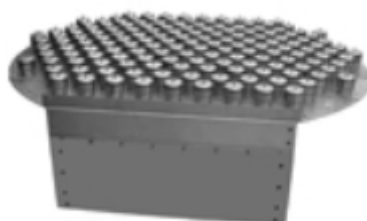
### 3.3.3 INTERNOS

Una vez determinados el caudal de glicol, su concentración y el número de etapas requeridas, es necesario determinar los internos que tendrá la columna.

Aunque en la mayoría de unidades de deshidratación se utiliza empaquetamiento debido a que se encuentran off-shore, por lo que conviene incrementar el área de contacto y por lo tanto reducir la altura, el diámetro y el peso. En nuestro caso, como la instalación no se encuentra en una plataforma sino asentada en Barrow Island, no se considera necesario tener que reducir el peso y las dimensiones por lo que se elige usar bandejas.

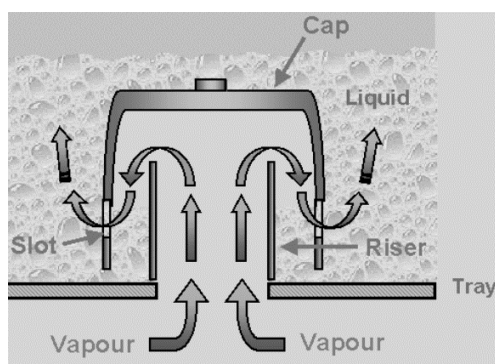
De entre los distintos tipos de bandeja se elige un plato de campanas. Este tipo se utiliza cuando el ratio de líquido-gas es bajo como en este caso.

En la **Ilustración 15** se muestra una imagen de dicho tipo de plato.



**Ilustración 15: Imagen de un plato de campanas.** (Separation Processes, s.f.).

En dichas bandejas el gas fluye ascendentemente en cada plato a través de la campana formando pequeñas burbujas de gas en el glicol líquido que desciende. Después de fluir a través de una bandeja, el glicol líquido pasa a la siguiente a través de un downcomer que asegura que el gas no produzca un bypass en ninguna bandeja. Las burbujas de gas proveen una gran superficie de transferencia de agua del gas al líquido. Debido al escaso tiempo de contacto en cada bandeja, el equilibrio de transferencia de masa no es alcanzado en la primera bandeja por lo que para alcanzar el grado de deshidratación requerido se necesitan varias bandejas. Una imagen de este proceso se muestra en la **Ilustración 16**.



**Ilustración 16:** Imagen de sección de un plato de campanas. (Separation Processes, s.f.).

### 3.3.4 RESULTADOS

#### 3.3.4.1 Perfiles

En la **Ilustración 17** se puede observar el perfil de temperaturas y presiones a lo largo de la columna, el caudal másico de líquido y de vapor así como la entalpía del líquido y del vapor. Siendo la etapa 1 la parte superior de la columna y la etapa 14 la parte inferior. Atendiendo a los caudales másicos de líquido y de vapor se puede observar que tanto el caudal de líquido como de vapor experimentan poca variación a lo largo de la columna.

Stage	Temperature	Pressure	Liquid from (Mass)	Vapor from (Mass)	Liquid feed (Mass)	Mixed feed (Mass)	Liquid product (Mass)	Vapor product (Mass)	Liquid enthalpy	Vapor enthalpy
	K	atm	kg/hr	kg/hr	kg/hr	kg/hr	kg/hr	kg/hr	cal/mol	cal/mol
1	302,711	60	20114,9	226017	18900	0	0	226017	-154937	-18173
2	301,625	60	20245,8	227232	0	0	0	0	-153110	-18204
3	301,483	60	20276	227363	0	0	0	0	-152550	-18209,7
4	301,44	60	20291	227393	0	0	0	0	-152186	-18212,3
5	301,41	60	20303,3	227408	0	0	0	0	-151863	-18214,4
6	301,383	60	20314,9	227420	0	0	0	0	-151557	-18216,4
7	301,358	60	20326,2	227432	0	0	0	0	-151259	-18218,3
8	301,332	60	20337,4	227443	0	0	0	0	-150966	-18220,2
9	301,307	60	20348,6	227454	0	0	0	0	-150674	-18222
10	301,283	60	20360	227466	0	0	0	0	-150380	-18223,9
11	301,258	60	20371,6	227477	0	0	0	0	-150081	-18225,8
12	301,232	60	20383,7	227489	0	0	0	0	-149774	-18227,7
13	301,206	60	20396,2	227501	0	0	0	0	-149455	-18229,7
14	301,178	60	20408,8	227513	0	227526	20408,8	0	-149120	-18231,7

**Ilustración 17: Perfiles del absorbedor.**

### 3.3.4.2 Dimensiones

Cuando se han determinado todos los factores necesarios a la hora de diseñar la columna se procede a dimensionarla, para ello se especifican unos valores estándar de 80% para el factor de inundación y 10% para el tamaño de los downcomers. Con esto se obtienen los resultados que se presentan en la **Ilustración 18**.

Section starting stage:	1	
Section ending stage:	14	
Stage with maximum diameter:	14	
Column diameter:	2,17422	meter
Downcomer area / Column area:	0,1	
Side downcomer velocity:	0,0150028	m/sec
Flow path length:	1,4938	meter
Side downcomer width:	0,340212	meter
Side weir length:	1,57981	meter

**Ilustración 18: Resultados del dimensionamiento del absorbedor.**

También se presenta en la **Ilustración 19** el perfil de cada etapa especificándose su diámetro, área total, área activa y área del downcomer.

Como puede observarse los diámetros teóricos requeridos en cada etapa varían poco, esto es debido a la poca variación en el caudal de gas a lo largo de la columna, por lo que la columna tendrá un diámetro en todas las etapas de 2,174 m.

	Stage	Diameter	Total area	Active area per panel	Side downcomer area
		meter ▼	sqm ▼	sqm ▼	sqm ▼
▶	1	2,16964	3,69714	2,95772	0,369714
▶	2	2,17262	3,70728	2,96583	0,370728
▶	3	2,17315	3,70909	2,96727	0,370909
▶	4	2,17331	3,70964	2,96771	0,370964
▶	5	2,17341	3,70998	2,96799	0,370998
▶	6	2,1735	3,71029	2,96823	0,371029
▶	7	2,17358	3,71059	2,96847	0,371059
▶	8	2,17367	3,71089	2,96871	0,371088
▶	9	2,17376	3,71118	2,96895	0,371118
▶	10	2,17385	3,71148	2,96919	0,371148
▶	11	2,17394	3,71179	2,96943	0,371179
▶	12	2,17403	3,71211	2,96969	0,371211
▶	13	2,17413	3,71244	2,96995	0,371244
▶	14	2,17422	3,71276	2,97021	0,371276

**Ilustración 19: Perfil de las distintas etapas del absorbedor.**

Además en la **Ilustración 20** se muestran los perfiles para las distintas etapas del factor de inundación, la velocidad en el downcomer, el downcomer backup, el espacio entre bandejas, la caída de presión y el tiempo de residencia. En ella podemos observar como el factor de inundación experimenta poca variación, esto es debido a que el caudal de líquido varia poco a lo largo de la columna.

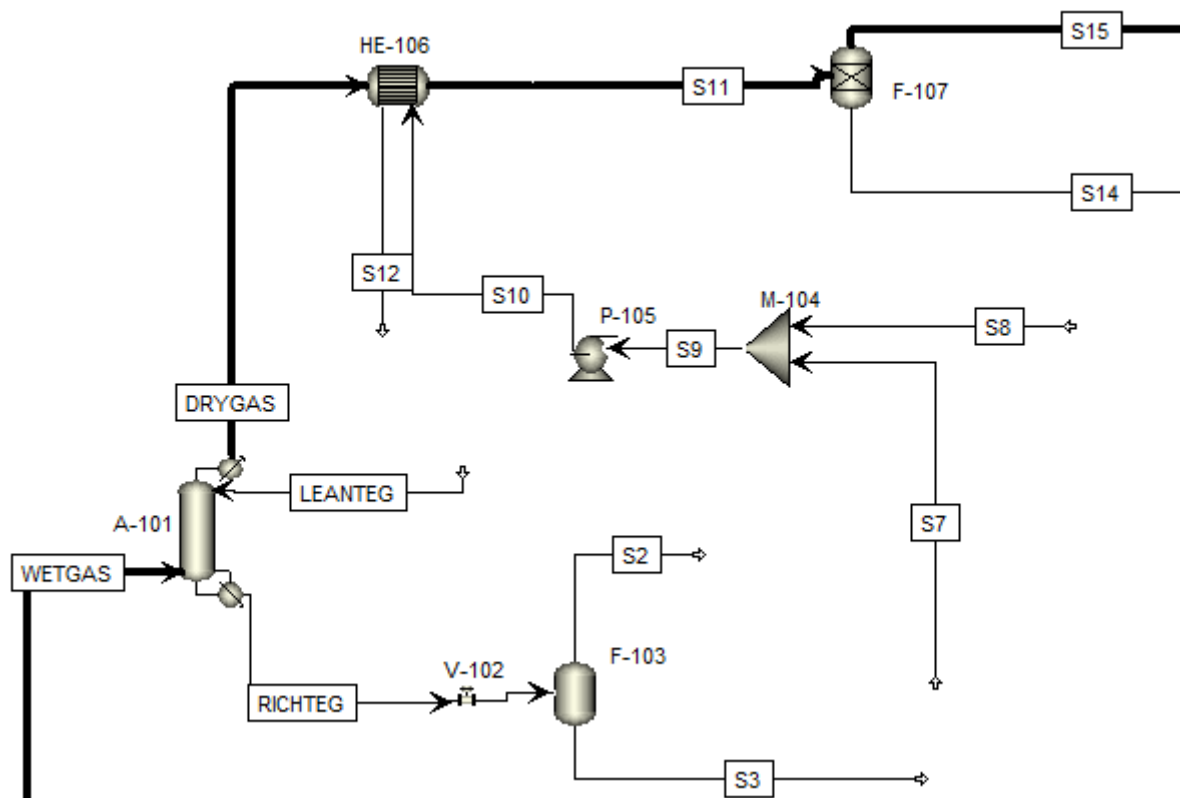
Stage	Flooding factor	Downcomer velocity	Downcomer backup	Backup / Tray space	Pressure drop	Downcomer res. time
		m/sec ▼	meter ▼	▼	atm ▼	hr ▼
1	0,796743	0,0146866	0,225904	0,370578	0,00924917	0,0115297
2	0,798887	0,0148457	0,226586	0,371696	0,00923881	0,0114062
3	0,799269	0,014879	0,226721	0,371918	0,00923725	0,0113807
4	0,799385	0,0148935	0,226773	0,372004	0,00923696	0,0113696
5	0,799459	0,0149046	0,226812	0,372067	0,00923685	0,0113611
6	0,799524	0,0149151	0,226848	0,372125	0,00923678	0,0113532
7	0,799587	0,0149252	0,226882	0,372182	0,00923672	0,0113454
8	0,799649	0,0149353	0,226916	0,372238	0,00923666	0,0113378
9	0,799712	0,0149454	0,226951	0,372295	0,0092366	0,0113301
10	0,799775	0,0149556	0,226986	0,372352	0,00923654	0,0113224
11	0,799841	0,0149661	0,227021	0,37241	0,00923648	0,0113145
12	0,799908	0,0149769	0,227058	0,372471	0,00923642	0,0113063
13	0,799977	0,0149881	0,227097	0,372534	0,00923637	0,0112978
14	0,800045	0,0149994	0,227135	0,372596	0,0092363	0,0112893

**Ilustración 20: Perfiles del absorbedor.**

Con los datos presentados se puede concluir que la columna tendrá un diámetro de 2,174 m y una altura correspondiente a los internos de 5,18 m, sin incluir la parte inferior y superior a las bandejas ya que corresponden a factores mecánicos no tenidos en cuenta en la simulación.

### 3.4 Regeneración

Para la regeneración del glicol, debido a que la concentración usada es 99,5 % en masa, se decide que con usar una columna de destilación sería suficiente para eliminar el agua y los hidrocarburos del glicol hasta lograr la concentración requerida. Para ello hay que tener en cuenta que dicha columna operaría a una presión de en torno a 1 atm y en un rango de entre 373 K y 560 K, ya que hay que asegurarse que el agua pase a estado vapor para poder retirarla, pero conservando el glicol en estado líquido. Dicha columna no se simula ya que se considera que no se encuentra dentro del alcance del proyecto, pero sus condiciones de operación han de tenerse en cuenta para montar el resto del proceso de regeneración. En la columna de destilación entraría la corriente S3 y saldría la corriente S7. La **Ilustración 21** muestra dicho proceso.



**Ilustración 21: Proceso para regenerar el glicol.**

### 3.4.1 VÁLVULA V-102

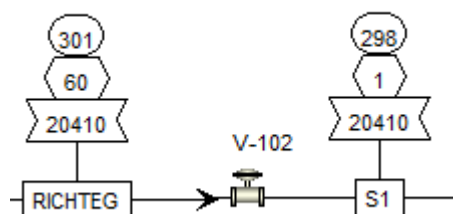
El glicol rico en agua (corriente RICHTEG) abandona el absorbedor por la parte inferior con la siguiente composición másica mostrada en la **Tabla 20**. Observando dicha composición se puede apreciar que el glicol, aparte de absorber agua, ha absorbido también pequeñas cantidades de hidrocarburos que deberán ser eliminados (corriente S2) junto con el agua.

**Tabla 20: Composición másica de la corriente RICHTEG.**

Mass Frac	
TEG	0,921361
H <sub>2</sub> O	0,0109752
CO <sub>2</sub>	0,000711986
N <sub>2</sub>	0,000169517
C <sub>1</sub>	0,0133763
C <sub>2</sub>	0,00540679
C <sub>3</sub>	0,00591629
C <sub>4</sub>	0,00854601
C <sub>5</sub>	0,0335365



Dicho glicol tiene un caudal de 20 410 kg/h y lleva una presión de 60 atm. Debido a que la regeneración debe llevarse a cabo a presiones bajas de alrededor de 1 atm, se necesita una válvula que disminuya la presión de 60 atm a 1 atm. Por ello se utiliza la válvula V-102 como puede observarse en la **Ilustración 22**.

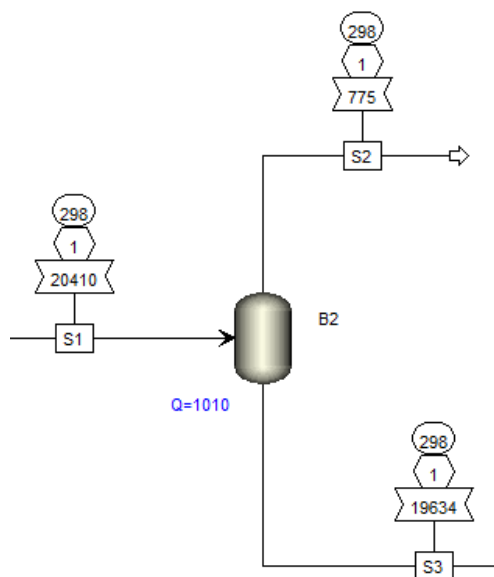


**Ilustración 22: Válvula V-102.**

### 3.4.2 FLASH F-103

Al disminuir la presión una parte del caudal de glicol rico en agua se vaporiza, quedando una fracción de caudal líquido de 0,84 y una fracción de caudal vapor de 0,16. Debido a esta vaporización se necesita instalar un flash que separe el vapor y el líquido. Dicho flash opera a una temperatura de 298 K y a una presión de 1 atm. El vapor se puede usar como combustible (fuel gas) dentro de la instalación.

A continuación, se muestra en la **Ilustración 23** el flash F-103, con una corriente de entrada mixta con un caudal de 20 410 kg/h, la corriente de vapor de salida S2 con un caudal de 775 kg/h y la corriente líquida de salida con un caudal de 19 634 kg/h.



**Ilustración 23 : Flash F-103.**

También se muestra en la **Tabla 21** las composiciones másicas de la corriente de vapor S2 , así como de la corriente líquida S3. En ella puede observarse que la corriente vapor está formada mayoritariamente por hidrocarburos, por lo que podría usarse como combustible.

**Tabla 21: Composiciones másicas de las corrientes S2 y S3.**

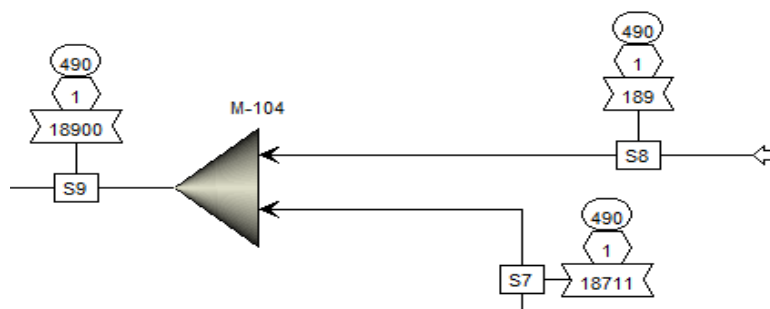
Corriente vapor S2.		Corriente líquida S3.	
Mass Frac		Mass Frac	
TEG	3,92171e-06	TEG	0,957748
H2O	0,0172817	H2O	0,0107262
CO2	0,0172365	CO2	5,94007e-05
N2	0,00445066	N2	4,45943e-07
C1	0,34829	C1	0,000149966
C2	0,131678	C2	0,000420112
C3	0,122189	C3	0,00132447
C4	0,117195	C4	0,00425525
C5	0,241676	C5	0,0253166

### 3.4.3 MAKE-UP B4

Debido a que durante este proceso se pierde una cantidad de glicol es necesario reponerlo, esto se lleva a cabo a través de un mezclador como puede observarse en la **Ilustración 24**.

En él entran la corriente S7, la cual está formada por un caudal de 18 616, 7 kg/h de TEG y 94,5 kg/h de agua y la corriente S8, formada por un caudal de 189 kg/h de TEG.

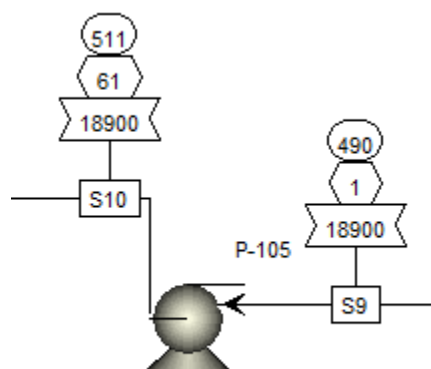
La corriente de salida S9 tiene el caudal de glicol pobre en agua requerido de 18 900 kg/h con una composición de TEG del 99,5 % en masa.



**Ilustración 24: Make-up M-104.**

### 3.4.4 BOMBA P-105

El glicol regenerado bajo en agua tiene una presión de 1 atm y necesita entrar a la columna a una presión de 61 atm por lo que se instala una bomba para aumentar esta presión, como puede observarse en la **Ilustración 25**.



**Ilustración 25: Bomba P-105.**

Las características detalladas de dicha bomba se muestran en el Anexo C: Características de la bomba P-105.

### 3.4.5 INTERCAMBIADOR DE CALOR HE-106

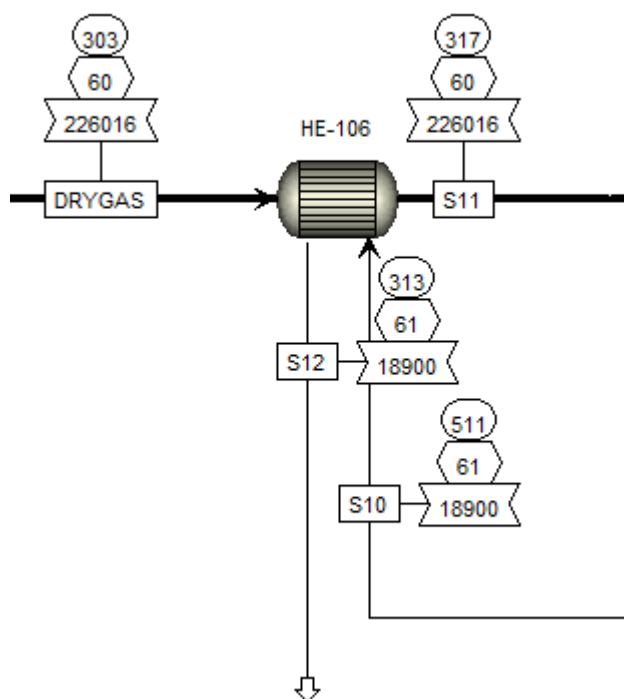
Cuando el glicol pobre en agua sale de la bomba B5 tiene una temperatura 511 K y necesita entrar al absorbedor a una temperatura de 313 K con lo que se instala un intercambiador como puede verse en la **Ilustración 26**.

En dicho intercambiador la corriente caliente, que es el TEG pobre en agua, con un caudal 18 900 kg/h disminuye su temperatura de 511 K a 313 K a través la corriente fría, que es el gas seco, que tiene un caudal de 226 016 kg/h que aumenta su temperatura de 303 K a 317 K.

Desde el punto de vista constructivo el intercambiador B6 es un intercambiador de carcasa y haz tubular. Está constituido por un haz de tubos paralelos montados sobre dos placas tubulares. El haz está alojado dentro de una carcasa cilíndrica y delante de cada placa tubular están las correspondientes cajas de distribución y tapas que establecen la circulación del fluido en este caso el glicol por el interior del haz en varios pasos. El otro fluido en este caso el gas seco circula por el espacio comprendido entre el haz y la cámara, y para canalizar su recorrido y

aumentar su velocidad suelen existir una serie de pantallas transversales dispuestas perpendicularmente al haz.

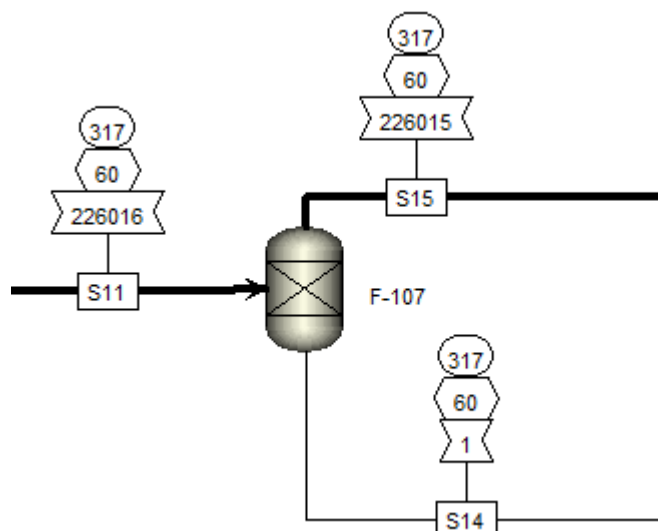
El intercambiador es de tipo BEM, (B) cubierta integral, (E) carcasa de un paso y (M) placa tubular fija. Posee 8 deflectores y 483 tubos de 5550 mm de longitud. Sus características se muestran en el Anexo D : Características del intercambiador HE-106.



**Ilustración 26: Intercambiador de calor B6.**

### 3.4.6 SEPARADOR F-107

Debido a que el gas arrastra una pequeña cantidad de glicol, este debe ser eliminado mediante un separador como se muestra en la **Ilustración 27**.



**Ilustración 27: Separador gas-glicol.**

### 3.5 Compresión

Cuanto el gas se encuentra deshidratado, cumpliendo todas las especificaciones ya está listo para que sea transportado al continente a través de un gasoducto submarino de 90 km de longitud que transmitirá el gas al gasoducto DBNGP como se explicó en el apartado Especificaciones del gas doméstico.

Pero antes de ello, hay que estudiar a qué presión debe abandonar el gas la planta, para asegurar el flujo en el gasoducto así como para que llegue a DBNGP a la presión indicada.

Como se ha dicho anteriormente el gas debe llegar a DBNGP con una presión de 83,69 atm. Para ello se calcula la pérdida de presión que habría en el gasoducto con la siguiente fórmula.

$$P_A^2 - P_B^2 = 51,5 \cdot dr \cdot L \cdot \frac{Q^{1,82}}{D^{4,82}}$$

Donde:

dr es la densidad relativa del gas, en nuestro caso es 0,639.

L es la longitud del gasoducto, en nuestro caso son 90 000 m.

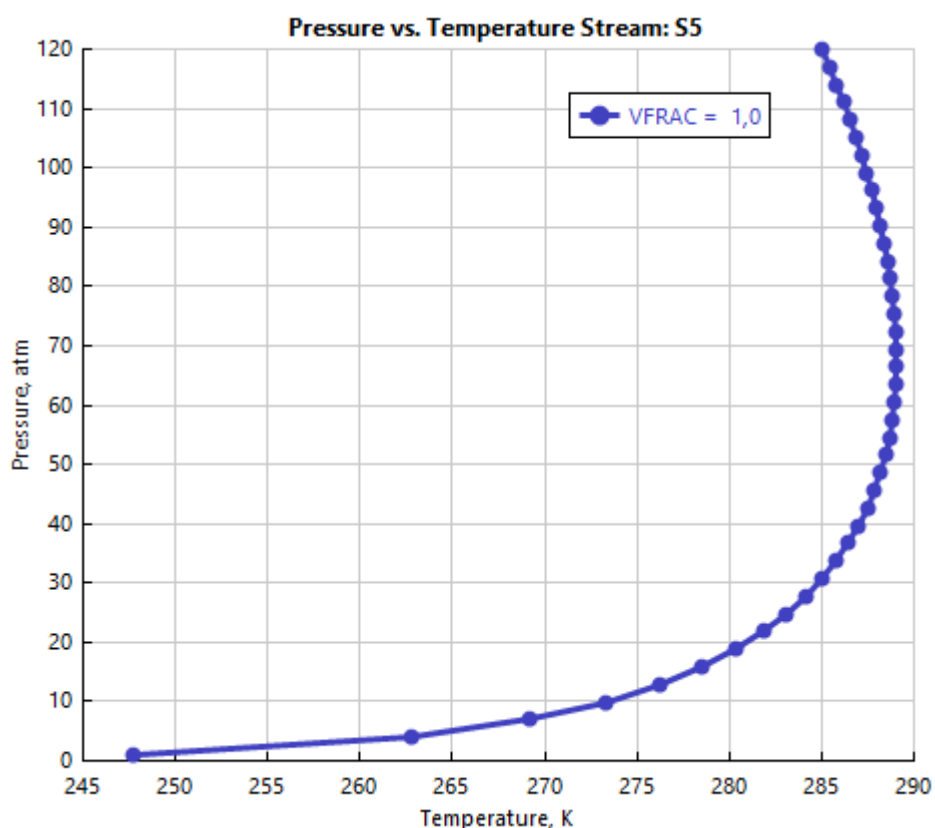
Q es el caudal de gas, en nuestro caso 89267, 209 m<sup>3</sup>/h.

D es el diámetro interno del gasoducto, en nuestro caso 500 mm.

Con esto para llegar a DBNGP con una presión de 83, 69 atm se necesita comprimir el gas hasta 85,71 atm.

Como no se tienen datos específicos sobre las condiciones de salida para asegurar el flujo en el gasoducto, se estudia la curva de puntos de rocío del gas a la salida de la planta que se muestra en la **Ilustración 28**. El gas deja la planta a una temperatura de 353 K temperatura que se aleja mucho.

El gas se enfriará un poco en el gaseoducto debido al contacto de este con el mar, pero debido a que se estima que la temperatura del mar es superior a 295 K, el gas nunca llegaría a una temperatura de 287 K por lo que se asegura su transporte en fase gas.



**Ilustración 28: Curva de puntos de rocío para el gas a la salida de la planta de deshidratación.**

## 4 Bibliografía

(s.f.).

AEMO. (2011). *Overview of the short term trading market for natural gas*. Australian Energy Market Operator.

AER. (2014). *State of the Energy Market*. Australian Energy Regulator.

American, G. P. (1998). *Engineering Data Book*. Tulsa, USA.

API. (1990). *Specification for Glycol-Type gas dehydration units*. American Petroleum Institute.

ARNOLD, K. Y. (1999). *Surface production operation*. Gulf publishing company.

BAHADORI, A. (2007). *New model predicts solubility in glycols*.

BENTLEY, R. (1991). *The Basics of Operating Glycol Dehydration units*. Houston, TX.

BOYUN, G. . (2005). *Natural gas engineering handbook*. Gulf publishing company.

BREE. (s.f.). *Bureau of Resources and Energy Economics*. Australian Government.

(2001). *Centre for Gas Hydrate Research*. Henriot Watt University.

Chevron. (s.f.). *Gorgon Project*. Obtenido de <http://www.chevron.com/>

COMART. (s.f.). *Coldfinger Technology*. Obtenido de <http://www.comart.biz/technology.php>

CUNNINGHAM, J. (1993). *Estimation of aromatic hydrocarbon emissions from glycol dehydration units using process simulation*. San Antonio, TX.

DARWISH, N. (2008). *Sensitivity analysis and faults diagnosis using artificial neural networks in natural gas TEG-Dehydration plants*.

DBP. (s.f.). *Dampier to Bunbury Natural Gas Pipeline*. Obtenido de <http://www.dbp.net.au/>

EBELING, H. (1998). *Reduce emissions and operating cost with appropriate glycol selection*. GPA annual convention Houston.

ECHT. (2002).

ECHT, W. (2002). *Hybrid Systems: combining technologies leads to more efficient gas conditioning*.

*Energy Quaterly*. (s.f.).

*Energy Quest*. (s.f.).

Energy, O. (s.f.). Obtenido de <http://www.originenergy.com.au/for-home/electricity-and-gas.html>

ERAWA. (s.f.). *Economic Regulation Authority Western Australia*. Obtenido de <https://www.erawa.com.au/home>

FAULKNER, L. (2006). *Fundamentals of Natural Gas Processing*. Taylor and Francis Group.

- FOWLER. (1975). *Super-Drizo* . University of Oklahoma : Dow dehydration process.
- Gandhidasan, P. (2003). *Parametric Analysis of Natural Gas Dehydration*. Energy Sources.
- GPSA. (1998). *Engineering data book*. Gas Processors suppliers association .
- GRIZZLE, P. (1993). *Hydrocarbon emission estimates and control of natural gas dehydration units*.
- HAMMERSCHMIDT, E. (1934). *Formation of Gas Hydrates in natural gas transmission lines*.
- Industry, D. o. (2014). *Energy green paper*. Australian Goverment.
- KOHL. (2006). *Gas dehydration with Peladow DG*. Dow chemical company.
- KOHL, A. (1997). *Gas purification* . Gulf publishing company.
- MADDOX, R. (s.f.). *Gas conditioning and processing*. Campbell petroleum series.
- MANNING, F., & THOMPSON, R. (1991). *Oilfield Processing of Petroleum, Vol I: Natural Gas*.
- Manning, W., & Wood, H. (1993). *Guidelines for glycol dehydrator design*. Hydrocarbon Processing.
- PARRISH, W. (s.f.). *Phase Behaviour of the Triethylene Glycol-Water System* .
- PAYMOONI. (2011). *Enhancement in TEG purity via hydrocarbon solvent injection* .
- PEARCE, R. (1972). *DRIZO-improved regeneration of glycol solutions* .
- PROSERMAT. (s.f.). *Drizo Technology*. Obtenido de <http://www.prosernat.com/en/solutions/upstream/gas-dehydration/drizo.html>
- RAHIMPOUR, M. (2013). *Investigating the performance of dehydration unit with coldfinger technology in gas processing plant* .
- Separation Processes. (s.f.). Obtenido de [http://www.separationprocesses.com/Operations/POT\\_Ch02d.htm](http://www.separationprocesses.com/Operations/POT_Ch02d.htm)
- WIENINGER, P. (1991). *Operating glycol dehydration systems*. University of Oklahoma.
- Woodside. (s.f.). *Australian Natural Gas Reports*. Obtenido de <http://www.woodside.com.au/Pages/home.aspx>



ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR DE  
INGENIEROS DE MINAS Y ENERGÍA  
Titulación: GRADO EN INGENIERÍA DE  
RECURSOS ENERGÉTICOS  
COMBUSTIBLES Y EXPLOSIVOS

DEPARTAMENTO DE ENERGÍA Y  
COMBUSTIBLES

Unidad de deshidratación y unidad DOMGAS.  
Planta de licuación Gorgon LNG

DOCUMENTO N° 2: ESTUDIO ECONÓMICO

# 1 Análisis Económico

## 1.1 Costes

En este apartado se van a detallar los costes generales de la planta, dichos costes se han obtenido con ayuda del simulador económico de Aspen. Se han realizado en dólares y como periodo se ha usado 1 año. La planta se evalúa para 8 760 horas de operación anuales.

### 1.1.1 COSTES CAPITALES DE LA PLANTA

A continuación en la **Tabla 22** se recogen en detalle los costes de ingeniería, que serán posteriormente tenidos en cuenta en los costes capitales del proyecto.

**Tabla 22: Costes de Ingeniería.**

Ingeniería	Coste total	Horas de trabajo
Ingeniería Básica	277300	2510
Ingeniería Detallada	581300	5410
Adquisición de Material	175100	
Oficina	55800	595
Costes totales de Diseño, Ing, adquisición	1,09E+06	

En la **Tabla 23** se recoge en detalle todos los costes capitales de los que consta el proyecto.

**Tabla 23: Costes Capitales del Proyecto.**

COSTES CAPITALES DEL PROYECTO		Coste Total	Diseño, Ing, Adquisición	Materiales de Construcción	Horas de Trabajadores	Mano de Obra	Indirectos de Construcción
Equipos	Coste	2,89E+06		2,89E+06			
Instalación de Equipos	Coste	43352,1			1418	43352,1	
Tubería	Coste	423059		321646	3410	101413	
Civil	Coste	90438,9		49402,2	1697	41036,7	
Acero	Coste	43505,8		37231,4	225	6274,5	
Instrumentación	Coste	603234		525266	2574	77968,1	
Electricidad	Coste	773796		668466	3637	105329	
Aislamiento	Coste	21434,2		12336,2	402	9098	
Pintura	Coste	29684,6		10006,9	889	19677,7	
Otros	Coste	2,19E+06	1,09E+06	463000			635500
Generales y Administrativos	Coste	180579	0	149390		12124,5	19065
Contratos	Coste	290325	82802	102581		40794,8	64147,4
Contingencias	Coste	1,36E+06	211014	941693		82272,3	129368
Coste total del proyecto	Coste	8,94E+06					

### 1.1.2 COSTES DE OPERACIÓN DE LA PLANTA

Seguidamente en la **Tabla 24**, se recoge los costes por servicios que en este caso sólo consta de los costes por electricidad.

**Tabla 24: Costes de Servicios.**

Costes de Servicios		
Electricidad		
Electricidad	KW	4636,49
Coste Unitario	Coste/KWH	0,0775
Coste Total Electricidad	Coste/periodo	3149870

En la **Tabla 25** se recogen los costes detallados por operación, incluida la supervisión y los costes de mantenimiento.

**Tabla 25: Costes de Operación y Mantenimiento.**

Operación y Mantenimiento		
<i>Operación</i>		
Operadores por turno		2
Coste Unitario	Coste/Operador/H	20
Coste de Operación	Coste/periodo	350640
<i>Supervisión</i>		
Supervisores por turno		1
Coste unitario	Coste/Supervisor/H	35
Coste de Supervisión	Coste/periodo	306810
Coste Total de Operación	Coste/periodo	657450
<i>Mantenimiento</i>		
Coste Total de Mantenimiento	Coste/periodo	135873
Costes Totales Operación y Mantenimiento	Coste/periodo	793323

En la **Tabla 26** se recogen los costes totales anuales de operación de toda la planta.

**Tabla 26: Costes totales anuales de operación de la planta.**

Costes de Operación de la planta		
Costes totales de Operación y Mantenimiento	Coste/periodo	793323
Costes totales de servicios	Coste/periodo	3,15E+06
Tasas de Operación	Coste/periodo	164363
Generales	Coste/periodo	396662
Subtotal coste de operación	Coste/periodo	4,50E+06
Generales y Administrativos	Coste/periodo	360337
Costes totales de operación	Coste/periodo	4,86E+06

## 1.2 Flujo de Caja

Para realizar el flujo de caja se ha tomado un valor de venta del gas de 1,452 \$/GJ y un valor de extracción o compra del gas sin tratar (materia prima) de 1,376 \$/GJ. Para realizar el flujo de caja que se muestra en la **Tabla 27**, se ha realizado a 30 años, con amortización a 20 años, se ha tomado una tasa de inflación del 2 % y un impuesto sobre sociedades del 30 %.

**Tabla 27: Flujo de caja.**

AÑOS	1	2	3	5	6	7	8	9	10
Ingresos	158108207,4	161270372	164495779	171141408	174564237	178055521	181616632	185248964	188953944
Gasto materia prima	149786722,8	152782457	155838106	162133966	165376645	168684178	172057862	175499019	179008999
Gastos anuales	4,86E+06	4,96E+06	5,06E+06	5,27E+06	5,37E+06	5,48E+06	5,59E+06	5,70E+06	5,81E+06
Ingresos-gastos	3,46E+06	3,53E+06	3,60E+06	3,74E+06	3,82E+06	3,89E+06	3,97E+06	4,05E+06	4,13E+06
Amortizacion coste planta	4,47E+05	4,47E+05	4,47E+05	4,47E+05	4,47E+05	4,47E+05	4,47E+05	4,47E+05	4,47E+05
Ingresos-gastos (amortizacion)	3,01E+06	3,08E+06	3,15E+06	3,29E+06	3,37E+06	3,45E+06	3,52E+06	3,60E+06	3,68E+06
Impuesto sobre sociedades	902918,001	923659,579	944815,988	988406,653	1010858	1033758,38	1057116,77	1080942,32	1105244,38
Flujo de caja	2,55E+06	2,60E+06	2,65E+06	2,75E+06	2,81E+06	2,86E+06	2,91E+06	2,97E+06	3,03E+06

11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
192733023	196587683	200519437	204529825	208620422	212792830	217048687	221389661	225817454	230333803
182416420	185857982	189299544	192741106	196182668	199624230	203065792	206507354	209948916	213390478
5,93E+06	6,05E+06	6,17E+06	6,29E+06	6,42E+06	6,55E+06	6,68E+06	6,81E+06	6,95E+06	7,09E+06
4,39E+06	4,68E+06	5,05E+06	5,50E+06	6,02E+06	6,62E+06	7,30E+06	8,07E+06	8,92E+06	9,86E+06
4,47E+05	4,47E+05	4,47E+05	4,47E+05	4,47E+05	4,47E+05	4,47E+05	4,47E+05	4,47E+05	4,47E+05
3,94E+06	4,23E+06	4,60E+06	5,05E+06	5,57E+06	6,17E+06	6,86E+06	7,62E+06	8,47E+06	9,41E+06
1181860,37	1270210,69	1380977,38	1514608,79	1671562,2	1852304,04	2057310,1	2287065,65	2542065,68	2822815,09
3,20E+06	3,41E+06	3,67E+06	3,98E+06	4,35E+06	4,77E+06	5,25E+06	5,78E+06	6,38E+06	7,03E+06

21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
234940479	239639289	244432074	249320716	254307130	259393273	264581138	269872761	275270216	280775621
216832040	220273603	223715165	227156727	230598289	234039851	237481413	240922975	244364537	247806099
7,23E+06	7,37E+06	7,52E+06	7,67E+06	7,82E+06	7,98E+06	8,14E+06	8,30E+06	8,47E+06	8,64E+06
1,09E+07	1,20E+07	1,32E+07	1,45E+07	1,59E+07	1,74E+07	1,90E+07	2,06E+07	2,24E+07	2,43E+07
0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00
1,09E+07	1,20E+07	1,32E+07	1,45E+07	1,59E+07	1,74E+07	1,90E+07	2,06E+07	2,24E+07	2,43E+07
3263989,73	3597793,15	3958922	4347922,81	4765353	5211781,17	5687787,28	6193962,88	6730911,36	7299248,19
7,62E+06	8,39E+06	9,24E+06	1,01E+07	1,11E+07	1,22E+07	1,33E+07	1,45E+07	1,57E+07	1,70E+07

## 1.3 Análisis

Para el cálculo de la rentabilidad del proyecto se van a usar el VAN (Valor Actual Neto), TIR (Tasa Interna de Retorno) y el PAYBACK.

### 1.3.1 VAN

Para el cálculo de VAN se utiliza la siguiente fórmula

$$VAN = \sum_{t=1}^n \frac{V_t}{(1+k)^t} - I_0$$

Donde:

$I_0$ : inversión inicial ( $8,94 \cdot 10^9$  \$).

$n$ : número de años (30 años).

$t$ : años.

$V_t$ : flujo de caja de cada año.

En nuestro caso el VAN resulta un valor de  $6,4 \cdot 10^6$  \$.

### 1.3.2 TIR

Para el cálculo del TIR se utiliza la siguiente fórmula, los parámetros han sido descritos en el apartado anterior.

$$VAN = \sum_{t=1}^n \frac{V_t}{(1 + k = TIR)^t} - I_0 = 0$$

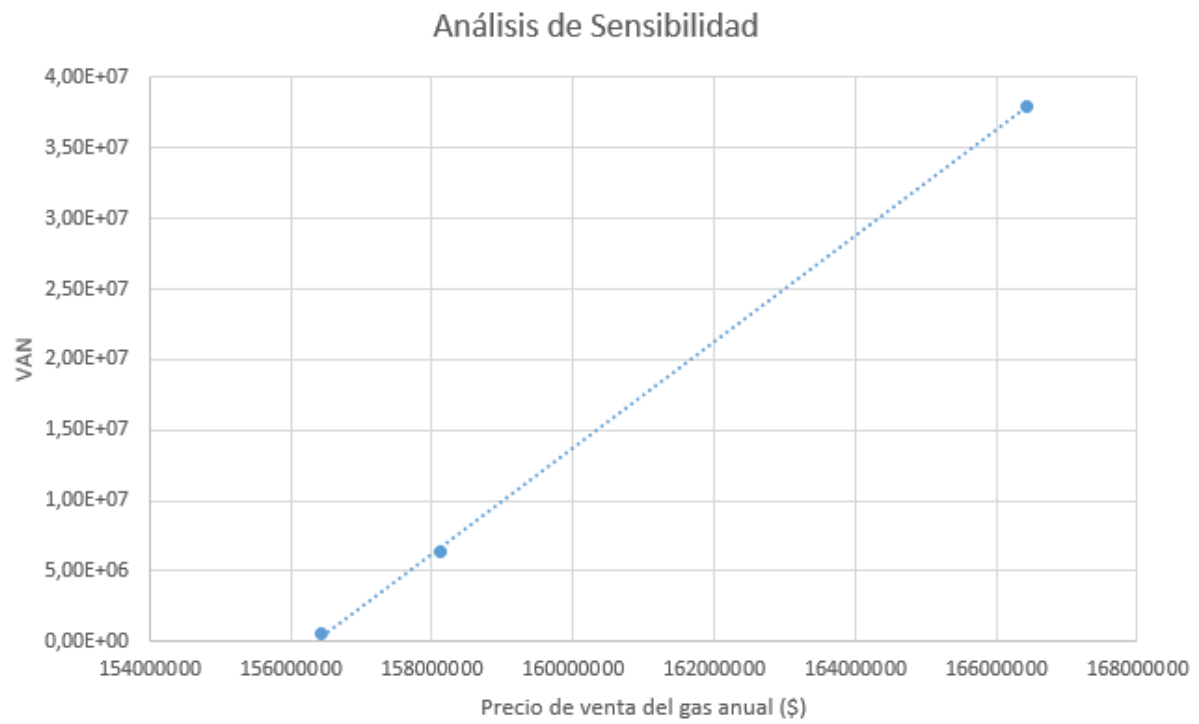
En nuestro caso el TIR tiene un valor de 31 %.

### 1.3.3 PAYBACK

También se realiza el *Payback* o Periodo de maduración, donde se divide la inversión inicial entre el flujo de caja anual. En nuestro caso el Payback resulta en 3 años y 6 meses.








### 1.3.4 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

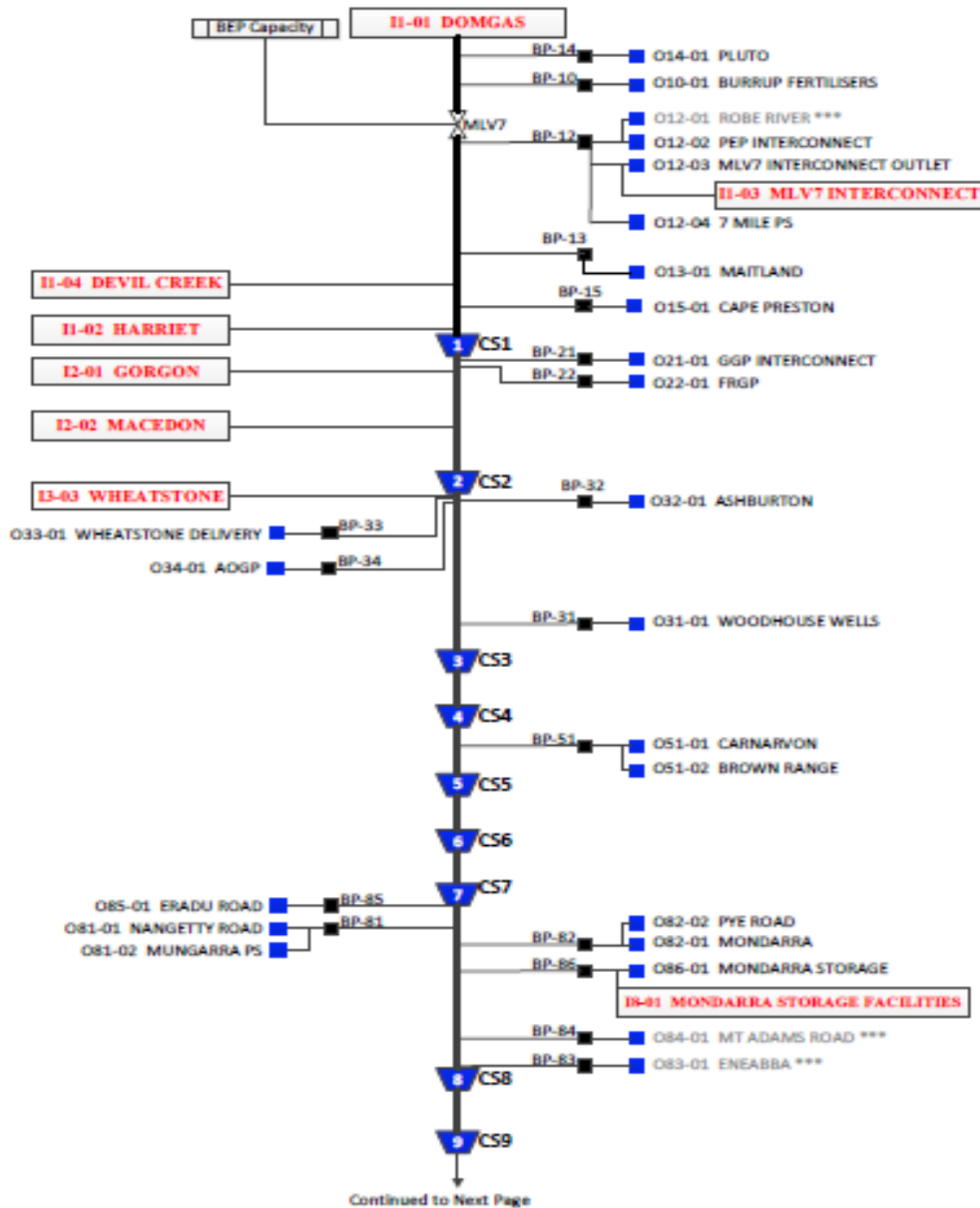
Con el objetivo de ver como afecta las variaciones en el precio de venta del gas, se realiza un análisis de sensibilidad que se muestra en la **Ilustración 29**. En el se puede ver que la planta dejaría de ser rentable cuando el precio de venta anual del gas en dólares llegase a un valor de 156 443 910 \$.



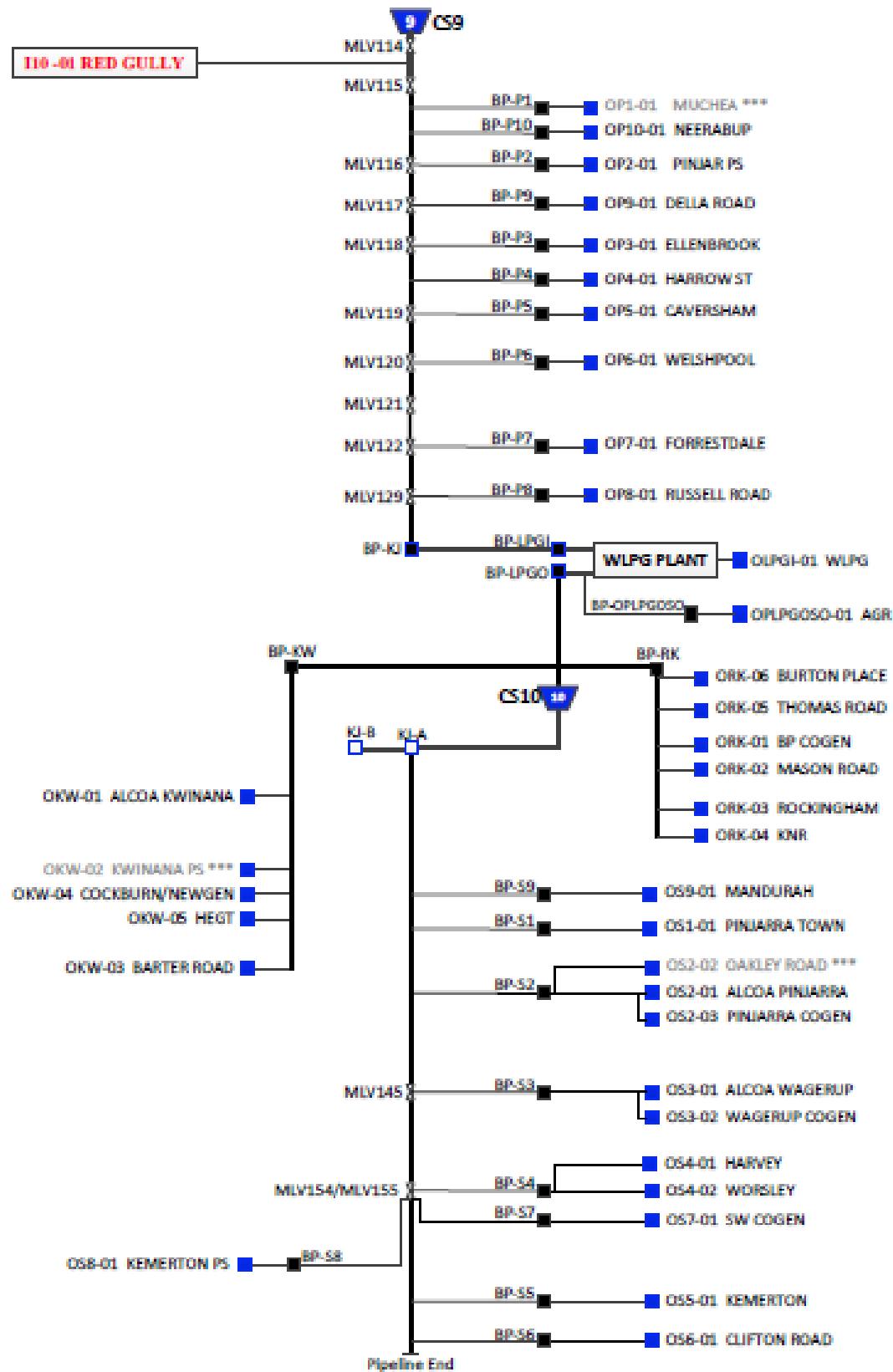
**Ilustración 29: Análisis de sensibilidad.**

## Anexo A: Gaseoducto DBNGP

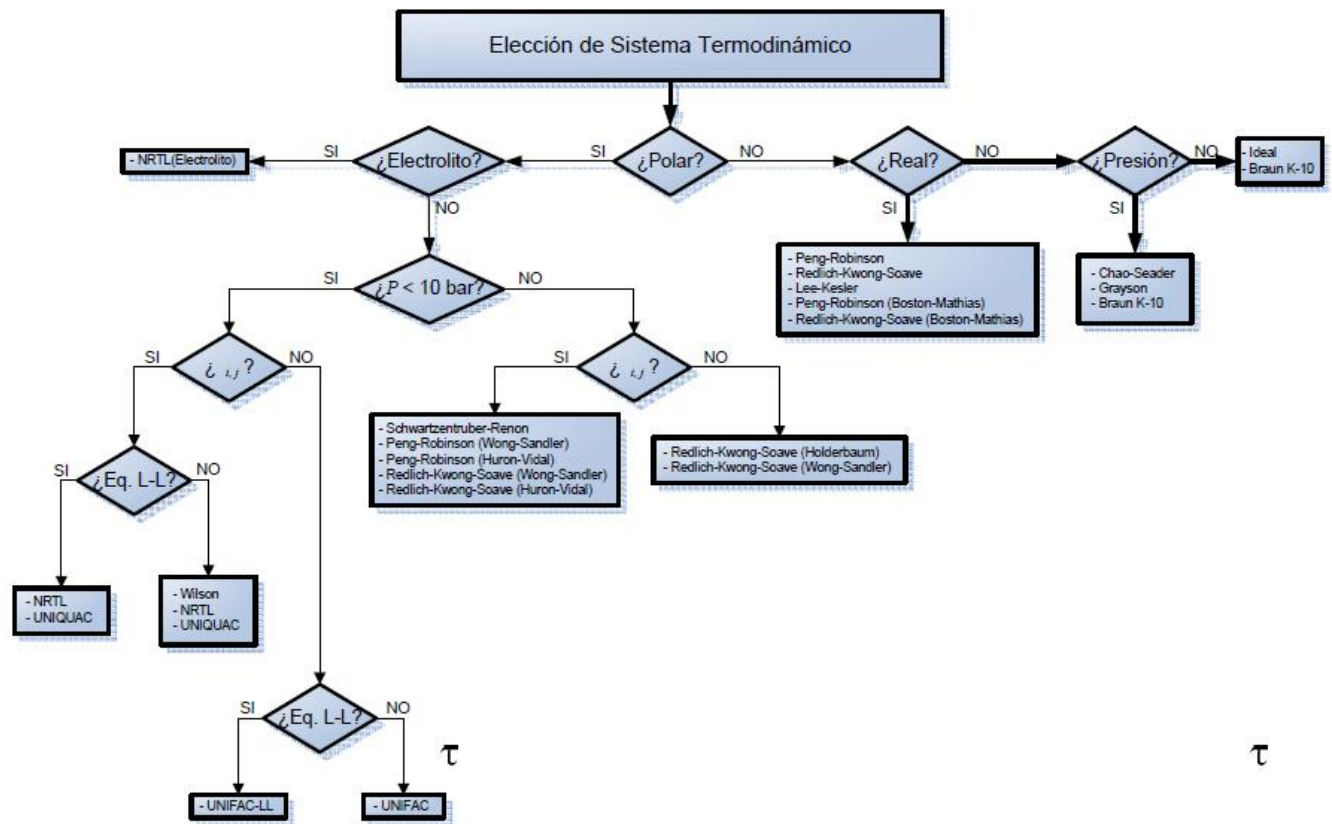
Symbol	Designation	Description
	Ixxx-xx	Inlet Point xxx-xx
	BP-zzz	Branching Point zzz
	Ozzz-yy	Outlet Point yy on the Branch zzz
	aa-b	Inline metering facility for check metering and non-billing operation purposes. Eg, KJ-A represents Kwinana Junction M2A inline meter station
	CSn	Compressor Station CSn
	MLVnnn	Mainline Valve number nnn
		BEP Capacity as part of BEP Lease Agreement



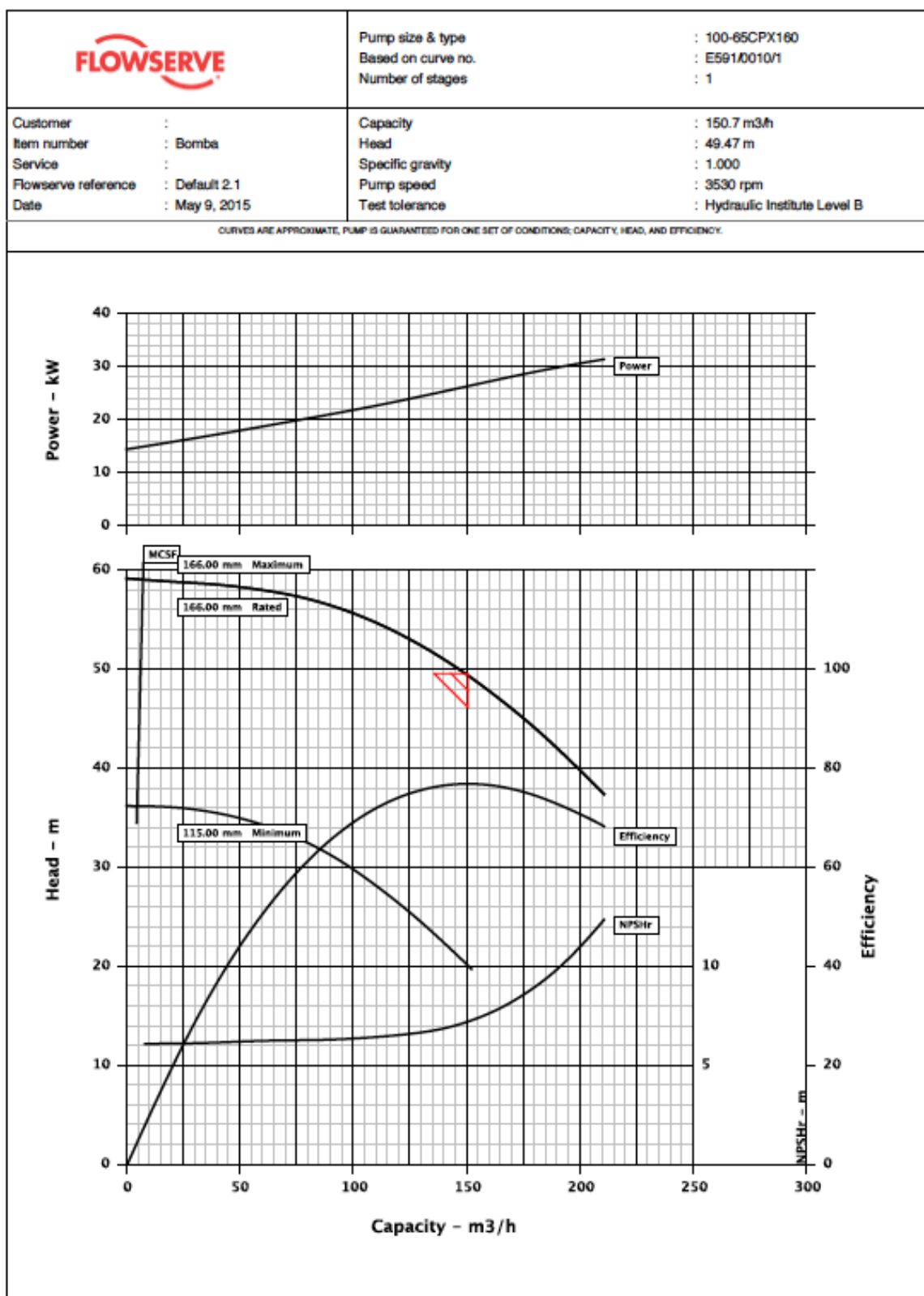




## Anexo B: Elección del Sistema Termodinámico



## Anexo C: Caratacterísticas de la bomba P-105





## Hydraulic Datasheet

Customer	:		Pump / Stages	:	100-65CPX160	/ 1
Customer reference	:	Default	Based on curve no.	:	E591/0010/1	
Item number	:	Bomba	Flowserve reference	:	Default 2.1	
Service	:		Date	:	May 9, 2015	
Operating Conditions			Materials / Specification			
Capacity	:	150.7 m3/h	Material column code	:	DI	
Water capacity (CQ=1.00)	:	-	Pump specification	:	-	
Normal capacity	:	-	Other Requirements			
Total Developed Head	:	49.47 m	Hydraulic selection : No specification			
Water head (CH=1.00)	:	-	Construction : No specification			
NPSH available (NPSHa)	:	Ample	Test tolerance : Hydraulic Institute Level B			
NPSHa less NPSH margin	:	-	Driver Sizing : Max Power(MCSF to EOC)with SF			
Maximum suction pressure	:	0.0 kPa.g	Performance data based on standard impeller			
Liquid			Seal configuration : Single Seal			
Liquid type	:	Other				
Temperature / Spec. Gravity	:	289 K / 1.000				
Solid Size - Actual / Limit	:	- / 14.0 mm				
Viscosity / Vapor pressure	:	1.0 cP / -				
Performance						
Hydraulic power	:	20.3 kW	Impeller diameter	:		
Pump speed	:	3530 rpm	Rated	:	166.0 mm	
Efficiency (CE=1.00)	:	77.1 %	Maximum	:	166.0 mm	
			Minimum	:	115.0 mm	
NPSH required (NPSHr)	:	6.9 m	Suction specific speed	:	8730 US units	
Rated power	:	26.3 kW	Minimum continuous flow	:	7.4 m3/h	
Maximum power	:	31.6 kW	Maximum head @ rated dia	:	59.07 m	
Driver power	:	37.3 kW / 50.0 hp	Flow at BEP	:	150.7 m3/h	
Casing working pressure	:	578.5 kPa.g	Flow as % of BEP	:	100.0 %	
(based on shut off and Rated specific gravity @ Cut dia)			Efficiency at normal flow	:	-	
Maximum allowable	:	1600.0 kPa.g	Impeller dia ratio (rated/max)	:	100.0 %	
Hydrostatic test pressure	:	2400.0 kPa.g	Head rise to shut off	:	19.4 %	
Est. rated seal chamb. press.	:	387.6 kPa.g	Total head ratio (rated/max)	:	100.0 %	
CURVES ARE APPROXIMATE. PUMP IS GUARANTEED FOR ONE SET OF CONDITIONS, CAPACITY, HEAD, AND EFFICIENCY.						

Power - kW

Head - m

Capacity - m<sup>3</sup>/h

Efficiency

NPSHr - m

MCSF

166.00 mm Maximum

166.00 mm Rated

115.00 mm Minimum

Efficiency

NPSHr

\* denotes rejection criteria

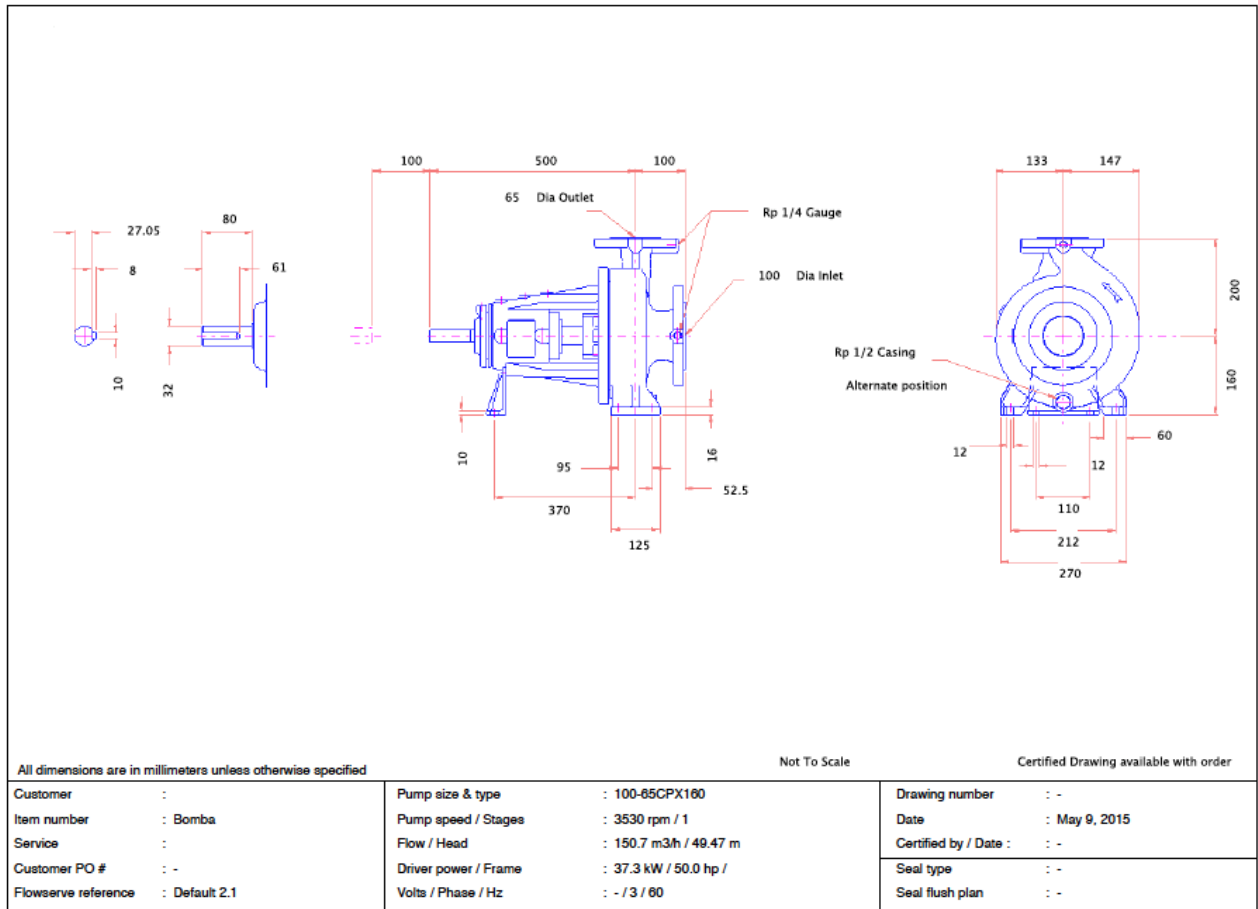


## Construction Datasheet

Customer : Pump / Stages : 100-65CPX160 / 1					Customer reference : Default Based on curve no. : E591/0010/1				
Item number : Bomba					Flowserve reference : Default 2.1				
Service :					Date : May 9, 2015				
Construction					Driver Information				
Nozzles	Size	Rating	Face	Pos'n	Manufacturer				
Suction	100 mm	-	Other	End	Power	: 50.0 hp / 37.3 kW			
Discharge	65 mm	-	Other	Top	Service factor (req'st / act)	: 1.0 / -			
Casing mounting : Foot					Speed	: -			
Casing split : Radial					Orientation / Mounting	: Horizontal / Foot			
Impeller type : Semi Open					Driver Type	: NEMA			
Bearing Type (Rad/Thr) : -					Frame-size / material	: - /			
Bearing lubrication : -					Enclosure	: -			
- : CW per Hyd. Institute					Hazardous area class	: -			
Materials					Explosion 'T' rating	: -			
Casing	: Ductile iron				Volts / Phase / Hz	: - / 3 / 60 Hz			
Impeller	: -				Amps-full load/locked rotor	: - / -			
Seal chamber	: Ductile iron				Motor starting	: Direct on line (DOL)			
Shaft	: -				Insulation	: Cl. F			
Sleeve	: -				Temperature rise	: 80 C			
Baseplate, Coupling and Guard					Motor mounted by	: FPD			
Baseplate type	: -				Seal, Gland and Piping				
Baseplate material	: -				Arrangement	: -			
Baseplate size	: -				Size	: -			
Coupling manufacturer	: -				Manufact... / Type	: - / -			
Coupling size	: -				Material code (Man't/API)	: - / -			
Coupling / Shaft guard	: -				Internal neck bushing	: -			
Shaft / seal guard	: St St				Gland material	: -			
Weights (Approx.)					Flush	: -			
Bareshaft pump(net)	: 76.0 kg				Vent	: -			
Baseplate(net)	: -				Drain	: -			
Driver(net)	: -				Auxiliary sealing device	: -			
Shipping gross weight/vol.	: 98.8 kg / -				Seal flush plan	: -			
					Seal flush material	: -			
					Aux seal flush plan	: -			
					Aux seal flush material	: -			

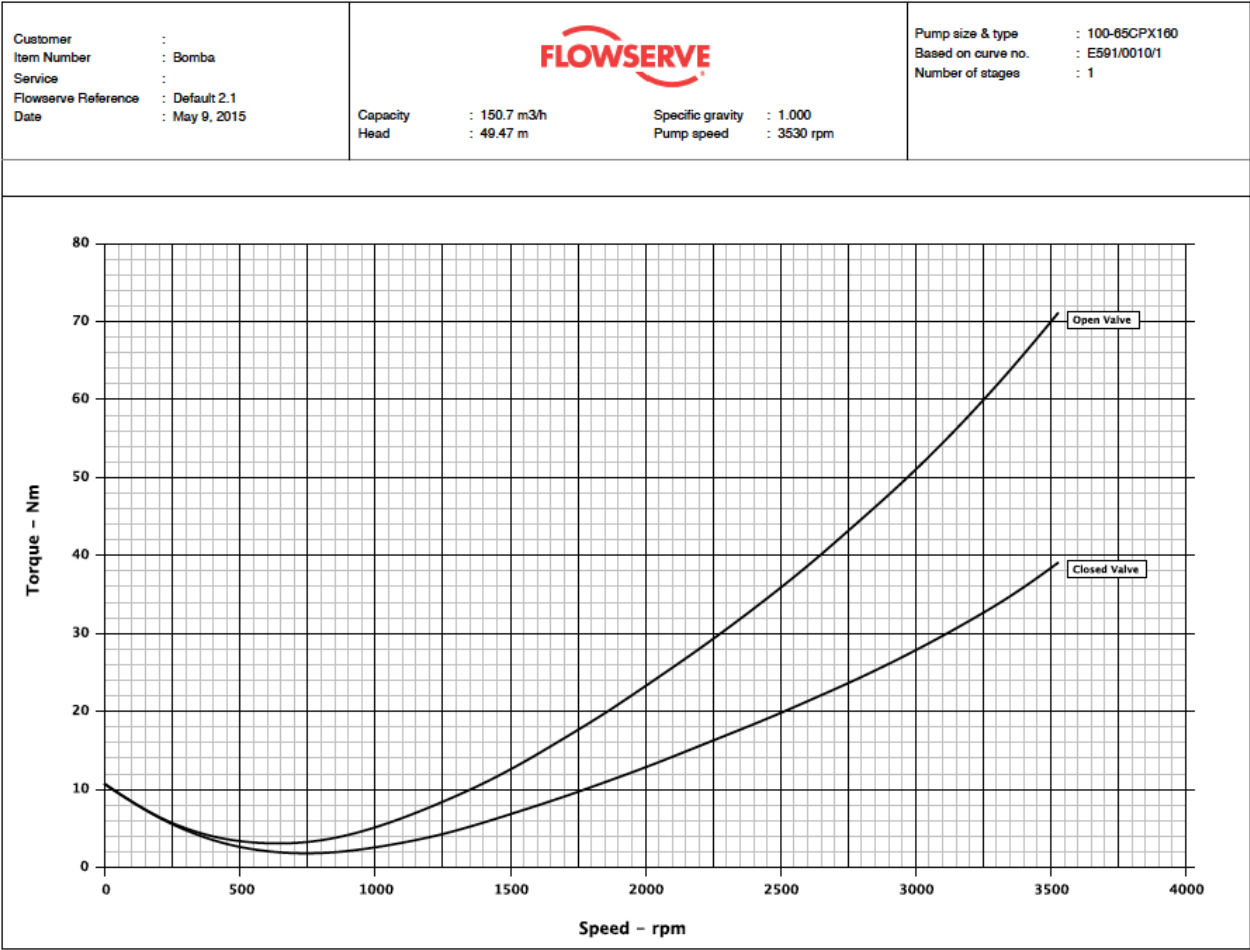


Full Page GA Drawing



Copyright © 2009 Flowserve. All rights reserved.

FlowSelex v2.2



## Anexo D : Características del intercambiador HE-106

### FUNCIONAMIENTO TÉRMICO/HIDRAÚLICO

#### 1) FUNCIONAMIENTO

##### -Funcionamiento general

Design (Sizing)	Shell Side		Tube Side	
Total mass flow rate <b>kg/h</b>	226016		18900	
Vapor mass flow rate (In/Out) <b>kg/h</b>	226016	226016	0	0
Liquid mass flow rate <b>kg/h</b>	0	0	18900	18900
Vapor mass quality	1	1	0	0
Temperatures <b>°C</b>	29,56	43,54	237,87	41,82
Dew / Bubble point <b>°C</b>				
Operating pressures <b>kgf/cm²</b>	61,994	61,386	63,027	62,982
Film coefficient (mean) <b>kcal/(h m² C)</b>	1824,9		95,2	
Fouling resistance (OD based) <b>m² h C/kcal</b>	0		0	
Velocity (highest) <b>m/s</b>	10,45		0,03	
Pressure drop (allow./calc.) <b>kgf/cm²</b>	0,722 / 0,608		0,732 / 0,045	
Total heat exchanged <b>kcal/h</b>	1958317	Unit	BEM	1 pass 1 ser 2 par
Overall clean coef (plain/finned) <b>kcal/(h m² C)</b>	90,1/	Shell size	625— 5550	mm Hor
Overall dirty coef (plain/finned) <b>kcal/(h m² C)</b>	90,1/	Tubes	Plain	
Effective area (plain/finned) <b>m²</b>	312/	Insert	None	
Effective MTD <b>°C</b>	69,88	No.	483 OD 19,05 Tks	2,11 mm
Actual/required area ratio(dirty/clean)	1 / 1	Pattern	30 Pitch	23,81 mm
Vibration problem	Yes	Baffles	Single segmental Cut(%d)	40,1
RhoV2 problem	Yes	Total cost	120638	Dollar(US)

Heat Transfer Resistance

Shell side / Fouling / Wall / Fouling / Tube side

Shell Side  Tube Side

##### -Distribución de la resistencia

Overall Coefficient/Resistance Summary			Clean	Dirty	Max Dirty
Area required	m²		311,2	311,2	312
Area ratio: actual/required			1	1	1.0
Overall coefficient	kcal/(h m² C)		90,1	90,1	89,8
Overall resistance	m² h C/kcal		0,01111	0,01111	0,01114
Shell side fouling	m² h C/kcal		0.0	0	0,00001
Tube side fouling*			0.0	0	0,00001
Resistance Distribution	kcal/(h m² C)	m² h C/kcal	%	%	%
Shell side film	1824,9	0,00055	4,93	4,93	4,92
Shell side fouling		0		0	0,13
Tube wall	17817,6	0,00006	0,51	0,51	0,5
Tube side fouling*		0		0	0,13
Tube side film *	95,2	0,01051	94,56	94,56	94,31

\* Based on outside surface - Area ratio: Ao/Ai = 1,28

Heat Transfer Resistance

Shell side / Fouling / Wall / Fouling / Tube side

Shell Side  Tube Side



## -Condiciones de carcasa

		Shell 1
Shell heat load	kcal/h	1958317
Shell inlet temperature	°C	29,56
Shell outlet temperature	°C	43,54
Tube inlet temperature	°C	237,87
Tube outlet temperature	°C	41,82
Shell inlet vapor fraction		1
Shell outlet vapor fraction		1
Tube inlet vapor fraction		0
Tube outlet vapor fraction		0
Shell inlet pressure	kgf/cm <sup>2</sup>	61,994
Shell outlet pressure	kgf/cm <sup>2</sup>	61,386
Tube inlet pressure	kgf/cm <sup>2</sup>	63,027
Tube outlet pressure	kgf/cm <sup>2</sup>	62,982
Shell pressure drop	kgf/cm <sup>2</sup>	0,608
Tube pressure drop	kgf/cm <sup>2</sup>	0,045
Mean shell metal temperature	°C	33,37
Mean tube metal temperature	°C	37,05
Minimum tube metal temperature	°C	30,11
Maximum tube metal temperature	°C	54,95

## 2) TRANSFERENCIA DE CALOR

## -Coeficientes de transferencia de calor

Film Coefficients	kcal/(h m <sup>2</sup> C)	Shell Side		Tube Side	
		Bare area (OD) / Finned area		Bare area (OD) / ID area	
Overall film coefficients		1824,9	/	95,2	/ 122,3
Vapor sensible		1824,9	/		/
Two Phase			/		/
Liquid sensible			/	95,2	/ 122,3
Heat Transfer Parameters		In	Out	In	Out
Prandtl numbers	Vapor	0,99	0,94		
	Liquid			6,86	160,29
Reynolds numbers	Vapor Nominal	710578,9	693646,4		
	Liquid Nominal			957,24	29,09

## -Temperatura Logarítmica Media y Flujo de Calor

Temperature Difference	°C	Heat Flux (based on tube O.D.)	kcal/(h m <sup>2</sup> )
Overall Effective MTD	69,88	Overall actual flux	6292
One pass counterflow MTD	69,51	Critical heat flux (at highest ratio)	
LMTD based on end points	65,89	Highest actual flux	17636
Effective MTD correction factor	1,06	Highest ratio, actual/critical flux	
Wall Temperatures		°C	
Mean shell metal temperature			33,37
Mean tube metal temperature			37,05
Tube wall temperatures (highest / lowest)		54,95 /	30,11

## -Distribución de calor

Heat Load Summary	Shell Side		Tube Side	
	kcal/h	% total	kcal/h	% total
Vapor only	1958317	100	0	0
2-Phase vapor	0	0	0	0
Latent heat	0	0	0	0
2-Phase liquid	0	0	0	0
Liquid only	0	0	-1958317	100
Total	1958317	100	-1958317	100
Effectiveness	0,9484			

## 3)CAÍDA DE PRESIÓN

Pressure Drop <span>kgr/cm<sup>2</sup></span>	Shell Side			Tube Side		
Maximum allowed	0,722			0,732		
Total calculated	0,608			0,045		
Gravitational	0			0		
Frictional	0,606			0,045		
Momentum change	0,001			0		
Pressure drop distribution	m/s	kgr/cm <sup>2</sup>	%dp	m/s	kgr/cm <sup>2</sup>	%dp
Inlet nozzle	7,44	0,022	3,58	2,46	0,032	70,14
Entering bundle	6,66			0,03	0	0,01
Inside tubes				0,03 0,03	0,002	4,32
Inlet space Xflow	6,07	0,046	7,52			
Bundle Xflow	9,67 10,45	0,26	42,84			
Baffle windows	9,5 10,27	0,182	29,94			
Outlet space Xflow	6,57	0,049	8,03			
Exiting bundle	7,35			0,03	0	0,01
Outlet nozzle	9,86	0,049	8,08	2,05	0,012	25,52
Liquid outlet nozzle						
Vapor outlet nozzle						
Intermediate nozzles						

## 4) ANÁLISIS DEL FLUJO

Shell Side Flow Fractions	Inlet	Middle	Outlet	Diam. Clearance mm
Crossflow	0,83	0,71	0,83	0,4 4,76 12,7
Window	0,87	0,75	0,87	
Baffle hole - tube OD	0,07	0,14	0,07	
Baffle OD - shell ID	0,06	0,12	0,06	
Shell ID - bundle ODL	0,05	0,04	0,05	
Pass lanes	0	0	0	

Rho*V2 analysis	Flow Area mm <sup>2</sup>	Velocity m/s	Density kg/m <sup>3</sup>	Rho*V2 kg/(m s <sup>2</sup> )	TEMA limit kg/(m s <sup>2</sup> )
Shell inlet nozzle	85633	7,44	49,25	2728	2232
Shell entrance	114418	5,57	49,25	1528	5953
Bundle entrance	95751	6,66	49,25	2182	5953
Bundle exit	93784	7,35	45,51	2462	5953
Shell exit	48254	14,29	45,51	9299	5953
Shell outlet nozzle	69957	9,86	45,51	4424	
	mm <sup>2</sup>	m/s	kg/m <sup>3</sup>	kg/(m s <sup>2</sup> )	kg/(m s <sup>2</sup> )
Tube inlet nozzle	1140	2,46	934,62	5672	8928
Tube inlet	83470	0,03	934,62	1	
Tube outlet	83470	0,03	1124,2	1	
Tube outlet nozzle	1140	2,05	1124,2	4716	

## 5) ANÁLISIS DE VIBRACIÓN Y RESONANCIA

## -Análisis de inestabilidad elástica del fluido

Fluid Elastic Instability Analysis							
Vibration tube number		1	2	4	5	6	8
Vibration tube location		Inlet row, centre	Outer window, top	Baffle overlap	Top row	Inlet row, end	Outer window,
Vibration		Yes	Yes	No	No	Yes	Yes
W/Wc for heavy damping (LDec=0.1)		0,51	1,09 *	0,23	0,3	0,51	1,09 *
W/Wc for medium damping (LDec=0.03)		0,93	1,99 *	0,43	0,54	0,93	1,99 *
W/Wc for light damping (LDec=0.01)		1,62 *	3,45 *	0,74	0,93	1,62 *	3,46 *
W/Wc for estimated damping		1,07 *	2,29 *	0,41	0,62	1,07 *	2,29 *
Estimated log Decrement		0,02	0,02	0,03	0,02	0,02	0,02
Tube natural frequency	cycle/s	41,94	41,94	110,27	41,94	41,94	41,94
Natural frequency method		Exact Solution	Exact Solution	Exact Solution	Exact Solution	Exact Solution	Exact Solution
Dominant span							
Tube effective mass	kg/m	1,08	1,08	1,08	1,08	1,08	1,08

Note: W/Wc = ratio of actual shellside flowrate to critical flowrate for onset of fluid-elastic instability

Tube material density	kg/m <sup>3</sup>	7841,74
Tube axial stress	kgf/mm <sup>2</sup>	1,79
Tube material Young's Modulus	kgf/mm <sup>2</sup>	19813,41
U-bend longest unsupported length	mm	

### Resonance Analysis

[illegible]

## RESUMEN MECÁNICO

## 1) Geometría del intercambiador

## - Geometría básica

Unit Configuration						
Exchanger Type		BEM	Tube number (calcs.)			483
Position		Hor	Tube length actual	mm		5550
Arrangement	2 par	1 ser	Tube passes			1
Baffle type		Single segmental	Tube type			Plain
Baffle number		8	Tube O.D.	mm		19,05
Spacing (center-center)	mm	530	Tube pitch	mm		23,81
Spacing at inlet	mm	843,48	Tube pattern			30
Outside diameter	mm	Shell 669	Kettle	Front head 671		Rear head 671
Inside Diameter	mm	625		625		625
		Shell Side		Tube Side		
Nozzle type		Inlet	Outlet		Inlet	Outlet
Number of nozzles		1	1		1	1
Actual outside diameter	mm	355,6	323,85		48,26	48,26
Inside diameter	mm	330,2	298,45		38,1	38,1
Height under nozzle	mm	117,38	55,51			
Dome inside diameter	mm					
Vapor belt inside diameter	mm					
Vapor belt inside width	mm					
Vapor belt slot area	mm <sup>2</sup>					
Impingement protection		No impingement	No impingement	No impingement		
Distance to tubesheet	mm	5215	310			

## - Tubos

Tubes						
Type		Plain	Tube number			483
Outside diameter	mm	19,05	Number of tubes plugged			0
Inside diameter	mm	14,83	Tube length actual	mm		5550
Wall thickness	mm	2,11	Tube length effective	mm		5397
Area ratio: Ao/Ai		1,28	Front TubesheetThickness	mm		73,53
Pitch	mm	23,81	Rear TubesheetThickness	mm		73,53
Pattern		30	Material		Carbon Steel	
External enhancement			Thermal conductivity	kcal/(h m C)		42,51
Internal enhancement						
Low fins			Longitudinal fins			
Fin density	#/m		Fin number			0
Fin height	mm		Fin thickness	mm		
Fin thickness	mm		Fin height	mm		
Tube root diameter	mm		Fin spacing	mm		
Tube wall thickness under fin	mm		Cut and twist length	mm		
Tube inside diameter under fins	mm					
Other (high) fins						
High Fin Type		Default	High Fin Thick	mm		
High Fin Tip Diameter	mm		High Fin Frequency	#/m		

## -Deflectores

Baffles				
Type	Single segmental		Baffle cut: inner / outer / interm	
Tubes in window	Yes		Actual (% diameter)	/ 40,1 /
Number	8		Nominal (% diameter)	/ 40 /
Spacing (center-center)	mm	530	Actual (% area)	/ 37,48 /
Spacing at inlet	mm	843,48	Cut orientation	H
Spacing at outlet	mm	843,48	Thickness	mm 9,52
Spacing at central in/out for G,H,I,J shells	mm		Tube rows in baffle overlap	6
Spacing at center of H shell	mm		Tube rows in baffle window	9,5
End length at front head	mm	920	Baffle hole - tube od diam clearance	mm 0,4
End length at rear head	mm	920	Shell id - baffle od diam clearance	mm 4,76
VariableBaffles				
Baffle spacing		mm		
Baffle cut percent, outer				
Baffle cut percent, inner				
Number of baffle spaces				
Baffle region length		mm		
Baffle cut area percent, outer				
Baffle cut area percent, inner				

## -Bundles

Bundle				
Shell ID to center 1st tube row	mm		Tube passes	1
From top		55,51	Tube pass layout	Ribbon (single band)
From bottom		117,38	Tube pass orientation	ndard (horizontal)
From right		17,23	U-bend orientation	Undefined
From Left		17,23	Horizontal pass lane width	mm
Impingement protection		None	Vertical pass lane width	mm
Impingement distance	mm		Interpass tube alignment	No
Impingement plate diameter	mm		Deviation in tubes/pass	0
Impingement plate width	mm		Outer tube limit	mm 612,3
Impingement plate length	mm		Shell id - bundle otl diam clearance	mm 12,7
Impingement plate thickness	mm		Tie rod number	6
Gross surface area per shell	m <sup>2</sup>	160,4	Tie rod diameter	mm 9,55
Effective surface area per shell	m <sup>2</sup>	156	Sealing strips (pairs)	2
Bare tube area per shell	m <sup>2</sup>	156	Tube to tubesheet joint	Exp.
Finned area per shell	m <sup>2</sup>	0	Tube projection from front tsht	mm 3
U-bend area per shell	m <sup>2</sup>	0	Tube projection from rear tsht	mm 3

**Views on arrow A**

**Front View:** Shows the exchanger with a shell diameter of 825 mm and a tube pitch of 25.4 mm. The overall length is 6730 mm. Key dimensions include 363, 227, 310, 4905, 562, 227, 1110, 3330, and 4980.

**Side View:** Shows the exchanger with a shell diameter of 825 mm and a tube pitch of 25.4 mm. The overall length is 6730 mm. Key dimensions include 75, 145, 579, and 150.

**End View:** Shows the exchanger with a shell diameter of 825 mm and a tube pitch of 25.4 mm. The overall length is 6730 mm. Key dimensions include 75, 145, 579, and 150.

Ref		CD	Wall	Nozzle Data	Notes
S1	356 mm	12.7 mm	150 ANSI Slip on		
S2	324 mm	12.7 mm	150 ANSI Slip on		
T1	48 mm	5.1 mm	150 ANSI Slip on		
T2	48 mm	5.1 mm	150 ANSI Slip on		

Design Data		Units	Shell	Channel
Design Pressure	bar	87	88	
Design Temperature	C	275	275	
Full Vacuum				
Corrosion Allowance	mm	3.175	3.175	
Test Pressure	bar			
Number of Passes		1	1	
Radiography				
PWHT				
Internal Volume	m <sup>3</sup>	1.6737	0.3164	

Weight Summary		
Empty	Flooded	Bundle
6234 kg	7631 kg	2841 kg

Company:	
Location:	Our Reference:
Name:	Your Reference:
Date:	Rev No: Job No:
Design Codes	
ASME Section VIII Div. 1	
TEMA R	
Customer Specifications	

Aspen Shell & Tube Exchanger				
Setting Plan				
BEM 625 - 5550				
Drawing Number				
Revision	Date	Dwg	Chk	App
	08/05/2015			

Shell inside diameter	mm	625
Fronthead inside diameter	mm	625
Outer side fin	mm	615.5
Tube number (calcs.)		480
Tube number (layout)		480
Tube length	mm	2250
Tube O.D.	mm	19.05
Tube pitch	mm	25.4125
Tube pattern		30
Tube passes		1
Tie rod number		6
Tie rod diameter	mm	9.52
Sealing strips (pairs)		2
Baffle type		single segmental
Centre to outer baffle cut	mm	61.6667
Centre to inner baffle cut		
Impingement protection		None
Shell Side Inlet/Outlet Inside Diameter	mm	250.2
Shell Side Outlet/Inlet Inside Diameter	mm	256.42

Design	Aspen Shell & Tube		
Customer			
Project			
Service			
Notes			
Design Codes	Tube Layout		
SHELL Code Sec V8.0.1			
TUBES - refinery service	Drawing Number		
Customer Specifications			
Revision	Date	Drawn by	JPP

## COSTES/PESO

<b>Weights</b>	<b>kg</b>	<b>Cost data</b>	<b>Dollar(US)</b>
Shell	2470,7	Labor cost	83083
Front head	410,4	Tube material cost	15340
Rear head	411,3	Material cost (except tubes)	22215
Shell cover			
Bundle	2941,4		
Total weight - empty	6233,8	Total cost (1 shell)	60319
Total weight - filled with water	7631	Total cost (all shells)	120638